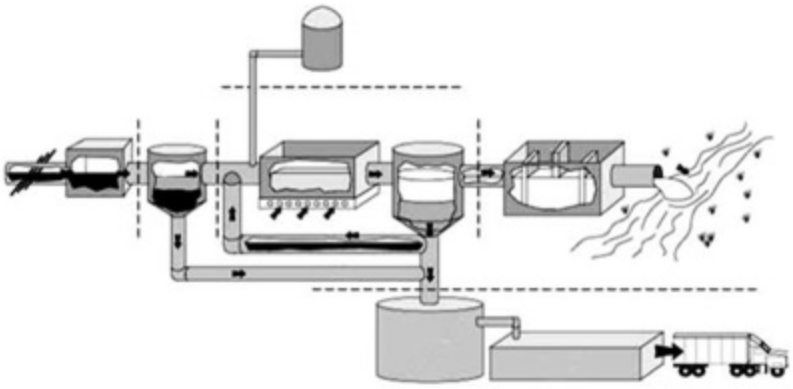
TÉCNICAS DE TRATAMENTO DE ESGOTO



Eng. Benito P. Da-Rin

Se este documento está sendo consultado em uma de suas cópias digitalizadas (arquivo .docx do MS Word ou .pdf do Adobe Acrobat), é possível saltar diretamente para o alvo de qualquer referência, seja a um Item, Figura ou Equação. Basta mover o ponteiro do mouse para a área ativa da referência, pressionar a tecla "Ctrl" e clicar sobre ela que o foco saltará imediatamente para o objeto citado. Isto vale, inclusive, para o sumário: pare o ponteiro sobre uma de suas linhas, aperte "Ctrl" e clique que irá diretamente para o capítulo ou Item citado. Em algumas telas a área ativa aparece destacada na cor cinza e se o ponteiro estiver localizado sobre ela e "Ctrl" for pressionada, assumirá a forma de uma mão com o dedo indicador estendido. (em todo o documento, a área ativa de referências a Itens se restringe ao número do Item. Nos Anexos 1 e 2 o mesmo ocorre com as Equações).

TÉCNICAS DE TRATAMENTO DE ESGOTOS

Eng. Benito P. Da-Rin

Sumário

1 Características dos Despejos 1

1.1 Introdução 2

1.2 Características físicas 3

1.2.1 Presença de matéria sólida 3

1.2.2 Temperatura 5

1.2.3 Cor 6

1.2.4 Odor 6

1.3 Características químicas 6

1.3.1 Substâncias inorgânicas 7

1.3.2 Matéria orgânica 8

1.4 Características biológicas 11

1.4.1 Principais grupos de organismos presentes no esgoto 12

1.4.2 Organismos utilizados como indicadores de poluição 13

2 Autodepuração dos Cursos de Água 15

2.1 Introdução 16
2.2 Zonas características do estado do curso de água 19
2.2.1 Zona de degradação 19
2.2.2 Zona de decomposição ativa 20
2.2.3 Zona de recuperação 20
2.2.4 Zona de água limpa 20
2.3 Autodepuração 20
2.3.1 Determinação de K_1 e K_2 23
2.4 Tratamento de esgotos 25
2.4.1 Classificação dos processos de tratamento de esgotos 25
3 . Tratamento Preliminar e Primário 29
3.1 Tratamento preliminar 30
3.1.1 Remoção de sólidos grosseiros 30
3.1.2 Remoção de areias 41
3.2 Tratamento primário e sistemas conjugados 50
3.2.1 Decantação 51
3.2.2 Flotação por ar dissolvido 64
3.2.3 Sistemas conjugados 65
4 Noções de Biologia Sanitária 71
4.1 Noções de Biologia sanitária 72
4.2 Organismos aeróbios e anaeróbios 72
4.2.1 Organismos aeróbios 72
4.2.2 Organismos anaeróbios 73
4.3 Organismos autotróficos e heterotróficos 73
4.4 Organismos de interesse para o tratamento de esgotos 74
4.4.1 Rotíferos 74
4.4.2 Crustáceos 75
4.4.3 Protozoários 76
4.4.4 Fungos 77
4.4.5 Algas 77
4.4.6 Bactérias 79
4.5 Metabolismo dos seres vivos 82
4.5.1 Processo metabólico das bactérias aeróbias 83

4.6 Cinética do crescimento bacteriano e remoção do substrato 85
5 Filtros Biológicos 101
5.1 Descrição e funcionamento dos filtros biológicos 102
5.1.1 Características do meio percolante 105
5.1.2 Sistema de drenos 108
5.1.3 Controle da "mosca de filtro" 108
5.1.4 Organismos presentes no FB 109
5.2 Classificação dos FB 111
5.2.1 FB de baixa capacidade 111
5.2.2 FB de alta capacidade 112
5.2.3 Remoção do substrato orgânico 115
5.3 Reator biológico de contato 116
5.3.1 Descrição do processo 116
5.3.2 Características do processo 117
5.4 Decantação Secundária 118
6 Processo dos Lodos Ativados 121
6.1 Descrição do processo 122
6.1.1 Tanques de aeração 123
6.1.2 Constituição do lodo ativado 124
6.2 TEORIA 126
6.2.1 Histórico 126
6.2.2 Modelos matemáticos 128
6.2.3 Remoção de Nitrogênio 149
6.2.4 Fornecimento de oxigênio 151
6.2.5 O sistema de aeração 155
6.2.6 Tipos de Fluxo no TA 165
6.2.7 Seletores 168
6.2.8 Uso de membranas 174
6.3 PRÁTICA 184
6.3.1 Métodos de aeração 184
6.3.2 A Elevatória de Lodo Ativado 208
6.3.3 O Decantador Final 209
6.3.4 Principais variantes 226

7 Tratamento Anaeróbio 265
7.1 Teoria do processo 266
7.1.1 Introdução 266
7.1.2 Estágios da digestão anaeróbia 268
7.1.3 Rapidez da digestão anaeróbia 271
7.1.4 Produção de gás 273
7.2 Tratamento anaeróbio 273
7.2.1 Sistemas convencionais 273
7.2.2 Sistemas de alta taxa 274
8 Lagoas de Estabilização 295
8.1 Teoria do processo 296
8.1.1 Lagoas aeradas 296
8.1.2 Lagoas anaeróbias 297
8.1.3 Lagoas aeróbias 298
8.1.4 Lagoas de maturação 298
8.1.5 Lagoas facultativas 299
8.2 Fatores intervenientes 304
8.2.1 Fatores não-controláveis 304
8.2.2 Fatores parcialmente controláveis 308
8.2.3 Fatores controláveis 308
8.3 Critérios de dimensionamento 309
8.3.1 Taxa de aplicação superficial de carga orgânica 309
8.3.2 Critério de Oswald e Gotaas 311
8.3.3 Critério de Herman e Gloyna 313
8.3.4 Critério de Marais e Shaw 314
9 Tratamento do Lodo 319
9.1 Produção e tipos de lodo 320
9.1.1 Critério para seleção das técnicas 322
9.2 Técnicas de tratamento de lodo 324
9.2.1 Estabilização 324
9.2.2 Condicionamento 346
9.2.3 Secagem ou desaguamento 362
9.3 Disposição final 377

9.3.1 Disposição final na atmosfera 378
9.3.2 Disposição final em corpos líquidos 381
9.3.3 Disposição final no solo 382
1. Anexo I: Remoção de Nitrogênio 387
1.1. Presença de Nitrogênio nos esgotos 388
1.1.1. Porque remover 390
1.1.2. Como se apresenta no esgoto 391
1.2. Métodos não Biológicos de Remoção de Nitrogênio 394
1.2.1. Cloração ao "Breakpoint" (ou "breakpoint chlorination") 394
1.2.2. Troca Iônica (ou "íon exchange") 394
1.2.3. Remoção De Amônia Em Corrente De Ar (ou "ammonia stripping") 395
1.3. Remoção Biológica De Nitrogênio 395
1.3.1. Nitrificação Biológica 396
1.3.2. Desnitrificação Biológica 404
2. Anexo II: Sedimentação Zonal 411
2.1. Sedimentação Zonal 412
2.1.1. "Sedimentabilidade" do lodo 414
2.2. Sedimentação Zonal em batelada 416
2.2.1. Avaliação da sedimentabilidade do lodo 422
2.3. Sedimentação Zonal Contínua 438
2.3.1. Teoria do fluxo de sólidos 440
2.3.2. Análise do Ponto de Estado ("State Point Analysis") 451
2.4. Referências 469

1 Características dos Despejos

Nesta unidade...

Introdução
Características físicas
Características químicas
Características biológicas

1

1.1 Introdução

Águas servidas e residuárias, despejos líquidos ou esgotos são efluentes líquidos gerados após a utilização doméstica ou industrial da água de abastecimento, que devem ser encaminhados a um destino final. Isso porque carregam substâncias agressivas ao meio ambiente, adicionadas durante o próprio processo de utilização das águas.

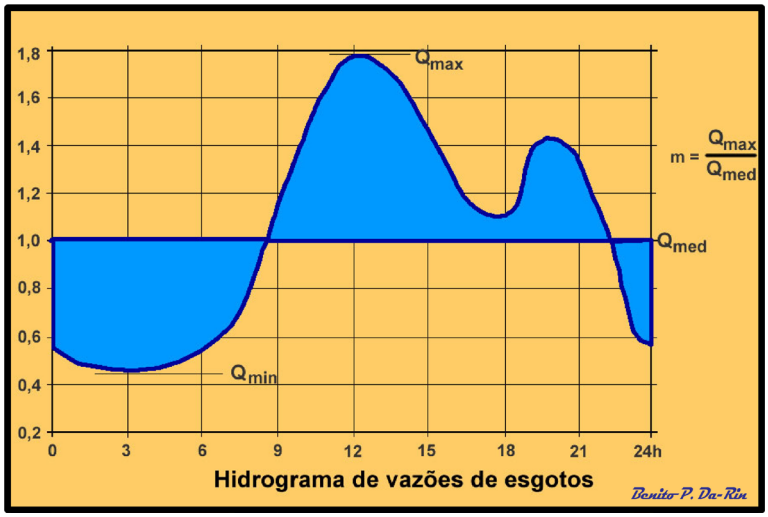


Figura 1-1 Hidrograma típico - Esgotos sanitários

É indispensável conhecer essas substâncias e como elas atuam a fim de escolher o método adequado de lançamento dos efluentes a um corpo receptor de modo a minimizar os danos ambientais.

Neste estudo vamos abordar, com maior ênfase, as características dos esgotos sanitários de origem domiciliar, também conhecidos pela designação "esgotos domésticos". Os de origem industrial, ou "despejos industriais", devem ser estudados individualmente de acordo com o tipo de atividade industrial que os gera, posto que suas características variam enormemente com esta atividade. Por exemplo: as características dos despejos da indústria alimentícia são inteiramente distintas das dos despejos da indústria Metalmecânica.

As características dos esgotos domésticos variam de região para região de acordo com diversos fatores como clima, hábitos da população, disponibilidade de água potável, etc., porém sem se afastarem demasiadamente de certos valores centrais.

Uma delas, de grande importância para o dimensionamento das ETEs (Estações de Tratamento de Esgotos), é a variação ao longo do tempo da quantidade de esgotos produzida e lançada ao sistema coletor. O gráfico que exibe esta variação chama-se "hidrograma".

Na Figura 1-1 vê-se um hidrograma típico que mostra a variação ao longo do dia da vazão de esgotos sanitários (uma mistura de esgotos de origem doméstica com despejos industriais, com grande predominância do primeiro). Nele se vê assinalados os valores das vazões máxima e média diárias, assim como a relação entre elas, o coeficiente $m=Q_{max}/Q_{med}$.

As demais características, que decorrem da adição de substâncias (impurezas) à água durante seu uso, são classificadas em: físicas, químicas e biológicas, de acordo com o agente introduzido no processo de utilização.

1.2 Características físicas

Os esgotos sanitários de origem domiciliar contêm matéria sólida e apresentam temperatura, cor e odor peculiares, conforme veremos a seguir.

1.2.1 Presença de matéria sólida

O esgoto consiste basicamente de água. O conteúdo de matéria sólida atinge, apenas, cerca de 0,1 % do total de efluentes líquidos; portanto, a água representa cerca de 99,9 % desse total.

Contudo, a presença de sólidos, mesmo em percentagem reduzida, assume grande importância sanitária em virtude de seus efeitos nocivos sobre o meio ambiente. Eles são provenientes de infiltrações na rede da água de abastecimento e também adicionados durante a utilização dessa água.

1.2.1.1 Sólidos totais

O conteúdo total de sólidos em uma amostra de esgotos, denominado "sólidos totais", é definido como: resíduo remanescente após evaporação a 105º C de um volume conhecido da amostra.

O valor do parâmetro geralmente é expresso em mg/L.

Os sólidos totais podem ainda ser subdivididos em: sólidos em suspensão e dissolvidos; sólidos fixos e voláteis.

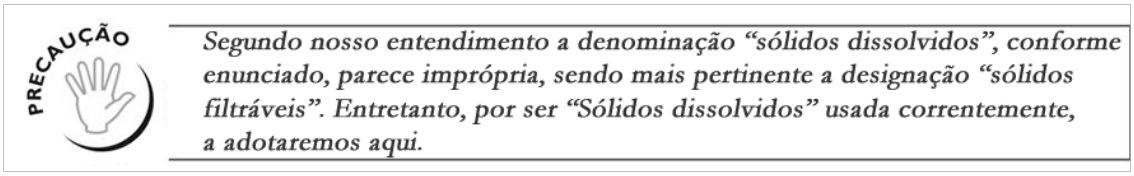
1.2.1.1.1 Sólidos em suspensão

São aqueles que ficam retidos no meio filtrante quando se submete um volume conhecido da amostra à filtragem. O meio filtrante é escolhido para reter partículas com diâmetro aparente igual ou superior a 0,1 mícron. A nomenclatura moderna sugere denominar estes sólidos de RNF (Resíduos Não Filtráveis).

1.2.1.1.2 Sólidos dissolvidos

São obtidos pela diferença entre os valores de sólidos totais e em suspensão.

Os chamados sólidos dissolvidos incluem, além das substâncias presentes em solução verdadeira, certa parcela de substâncias em suspensão coloidal.



1.2.1.1.3 Sólidos fixos e voláteis

Tanto os sólidos em suspensão quanto os dissolvidos podem ainda ser classificados em fixos e voláteis.

Sólidos fixos são definidos como os remanescentes após o resíduo sólido da amostra ter sido submetido à temperatura de 600º C por 30 minutos. Já os voláteis são obtidos por diferença, sendo definidos como a parcela perdida por volatilização durante o período de permanência da amostra na estufa.

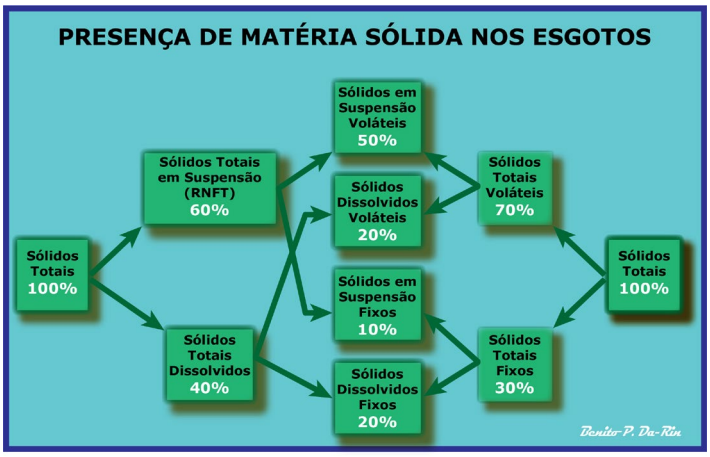


Figura 1-2 – Distribuição da matéria sólida nos esgotos

De uma forma geral os sólidos fixos servem, em primeira aproximação, como indicador da parcela de substâncias minerais contidas na amostra, enquanto os voláteis podem servir, de forma grosseira, como indicação da parcela de matéria orgânica.

Observe na Figura 1-2 como usualmente se distribuem as porcentagens em que as diversas formas de matéria sólida se apresentam no esgoto sanitário.

1.2.1.1.4 Sólidos sedimentáveis

Além das análises descritas para medir as concentrações em mg/L de matéria sólida presente no esgoto, usa-se ainda a determinação dos sólidos sedimentáveis (por vezes indevidamente denominados "sólidos decantáveis").

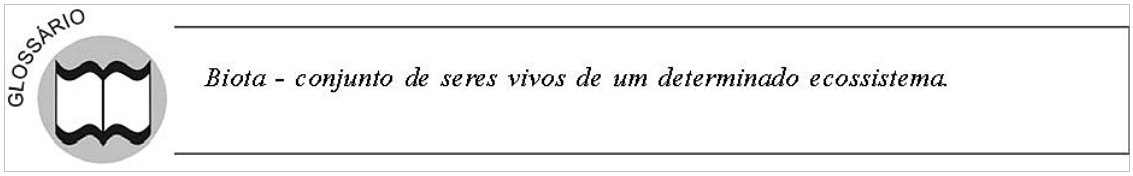
Figura 1-3 Cones Imhoff

Este parâmetro, expressos em ml/L, é definido como o volume ocupado pelos sólidos sedimentados após decantar o esgoto por uma hora em vasilhame padrão denominado **Cone Imhoff** cujo aspecto é mostrado na Figura 1-3.

Trata-se de análise expedita normalmente realizada pelo próprio operador de uma estação de tratamento de esgotos, mas extremamente útil como ferramenta de controle de eficiência de determinadas unidades de tratamento.

1.2.2 Temperatura

Em geral a temperatura do esgoto doméstico é ligeiramente mais elevada que a da água de abastecimento, em virtude da adição de água quente aos despejos. No Brasil ela costuma variar de região para região, porém mantendo-se, quase sempre, em uma faixa de 15ºC a 25ºC.



A temperatura é uma característica importante porque pode causar, por um lado, modificações na **biota** do corpo receptor que recebe um despejo com temperatura muito diferente da sua e, por outro, diferença na velocidade das reações químicas e do metabolismo bacteriano. Além disso, a variação da temperatura exerce influência na solubilidade dos gases, especialmente o oxigênio.

1.2.3 Cor

A cor do esgoto doméstico serve como indicador de sua condição quanto ao estado de **septicidade**. Em geral, o esgoto novo ou fresco apresenta coloração cinza clara. À medida que vai envelhecendo, a coloração se torna castanha ou marrom e a matéria orgânica presente começa a ser atacada pelas bactérias existentes no próprio esgoto, com concomitante redução do teor de oxigênio dissolvido.

Septicidade - qualidade ou caráter de séptico; que causa putrefação ou infecção.

A continuidade das reações de decomposição da matéria orgânica e a redução a zero do oxigênio dissolvido fazem com que esgoto entre no chamado estado séptico, atingindo a coloração negra.

A cor dos despejos industriais depende do tipo de indústria, da matéria-prima empregada e do processo industrial.

Variações inesperadas de cor significam adição de um produto não habitual, e podem implicar modificações nas demais características dos despejos.

Em geral, cada tipo de despejo apresenta cor peculiar, que pode variar, no mesmo despejo, em decorrência da natureza da operação industrial executada, em uma dada ocasião.

1.2.4 Odor

O odor do esgoto sanitário tem origem nos gases produzidos pela decomposição da matéria orgânica. O esgoto recém-produzido apresenta odor desagradável, porém não tão intenso quanto o produzido pelo esgoto séptico. Neste, após a redução a zero do teor de oxigênio dissolvido, certos microrganismos passam a decompor a matéria orgânica com elevada produção de gás sulfídrico, que se desprende do líquido, provocando a corrosão dos condutos e um cheiro nauseabundo, repugnante.

Observação

As considerações anteriormente apresentadas em relação à cor dos despejos industriais também se aplicam ao seu odor.

1.3 Características químicas

A composição química das diversas substâncias presentes no esgoto doméstico é extremamente variável, pois depende dos hábitos da população e de diversos outros fatores. Ultimamente, com a

crescente variedade de novos produtos químicos para uso doméstico lançados no mercado, o grau de complexidade da composição química das substâncias tem aumentado significativamente, sendo exemplo notório a presença de detergentes em concentrações cada vez maiores nos esgotos tipicamente domésticos.

Quanto aos despejos industriais, sua composição química também depende essencialmente do tipo de indústria, da matéria-prima utilizada e do processo industrial. Portanto, essa composição é muito variável.

Há despejos industriais com características tipicamente inorgânicas (indústria metalúrgica, siderúrgica e outras) e orgânicas (indústria de alimentos, frigoríficos, laticínios, etc.). Existem ainda indústrias que geram efluentes de ambos os tipos (indústria química, petroquímica, refinarias, etc.).

A seguir, vamos abordar apenas os compostos ou categorias de compostos que, em função de suas características, podem exercer alguma influência no corpo receptor ou nos processos de tratamento de esgotos.

1.3.1 Substâncias inorgânicas

As substâncias inorgânicas presentes nos esgotos não possuem grande importância sanitária, exceto se forem tóxicas.

Observação

A presença de substâncias tóxicas, frequente nos despejos industriais, é raramente constatada nos esgotos domésticos em concentração que possa prejudicar a biota do corpo receptor.

Dentre as substâncias usualmente encontradas nos esgotos domésticos, são importantes, do ponto de vista da engenharia sanitária, os compostos de nitrogênio, fósforo e enxofre.

1.3.1.1 Influência dos compostos de nitrogênio e fósforo

A importância destes compostos decorre do fato de constituírem nutrientes básicos para as algas. Como tal, se forem descarregados em excesso em corpos receptores com certas características, tais como lagos ou estuários de pequena renovação de água, podem contribuir para que haja excessiva proliferação de algas, dando margem ao fenômeno denominado eutrofização do corpo líquido. Nesses casos, pode ser necessária a remoção de tais compostos antes do lançamento do efluente sanitário ao corpo receptor.

1.3.1.2 Influência dos compostos de enxofre

Compostos de enxofre são importantes pela facilidade que apresentam de serem reduzidos bioquimicamente a gás sulfídrico, em condições anaeróbicas, por organismos específicos (sulfobactérias). O gás sulfídrico (H_2S), além de desprender mau cheiro característico, pode ser oxidado bioquimicamente a ácido sulfúrico (H_2SO_4) e causar sérios problemas de corrosão nas galerias de esgoto.

1.3.2Matéria orgânica

Uma porcentagem elevada dos sólidos contidos nos esgotos domésticos e em certos despejos industriais é formada por matéria orgânica. Este tipo de compostos tem enorme importância sanitária devido à sua capacidade de se estabilizar através da oxidação bioquímica. Devido a esta propriedade, a matéria orgânica pode reduzir a concentração de oxigênio dissolvido dos corpos receptores até níveis impróprios à vida das espécies que necessitam de oxigênio livre para subsistir (organismos aeróbios).

Os principais grupos de substâncias orgânicas presentes nos esgotos são:

- **proteínas** (40% a 60 %);
- **carboidratos** (25% a 50 %); e
- **matérias** graxas ou lipídios (10 %).

A ureia também é encontrada em proporções razoáveis, porém apenas no esgoto fresco, devido a sua tendência de se decompor rapidamente. Além desta substância, existem outras, em menor proporção, que se apresentam sob formas bastante variadas, ou seja, desde moléculas muito simples até aquelas de extrema complexidade estrutural. Podemos citar, dentre elas, algumas de importância sanitária tais como fenóis, detergentes e alguns pesticidas.

Nos últimos anos, tem sido constatada a presença nos esgotos das substâncias citadas em concentrações cada vez mais significativas. Devido a sua característica de elevada resistência à decomposição pelos processos biológicos usuais de tratamento de esgoto (biodegradação), vêm sendo realizados estudos e pesquisas com o objetivo de desenvolver novas técnicas e implantar modificações nas estações convencionais.

1.3.2.1 Avaliação do conteúdo de matéria orgânica

Em função da extrema variedade e da alta complexidade molecular das substâncias orgânicas presentes nos esgotos, uma análise quantitativa de tais substâncias torna-se praticamente impossível e economicamente inviável devido à dificuldade de execução e ao seu alto custo.

Por essa razão foi desenvolvido um método prático para avaliar, ou quantificar indiretamente, o conteúdo orgânico de uma amostra de esgoto.

Tomando em consideração que o maior inconveniente causado pela presença de matéria orgânica no esgoto é o fato dele provocar o consumo do oxigênio dissolvido nas águas do corpo receptor por oxidação bioquímica, considera-se aceitável que se faça uma avaliação indireta do conteúdo da matéria orgânica medindo a quantidade de oxigênio necessária para estabilizá-la bioquimicamente. Esse processo oferece dupla vantagem, ou seja:

- avalia apenas a quantidade de matéria orgânica biodegradável, isto é, aquela que contribui diretamente para o consumo do oxigênio dissolvido no corpo receptor e
- determina a quantidade de oxigênio necessária à estabilização da matéria, isto é, a massa de oxigênio do corpo receptor que será consumida pelo esgoto nele lançado.

Para compreender como tal medida se torna possível é preciso entender o processo pelo qual o oxigênio é consumido no corpo receptor pelos organismos. Com esse objetivo, vamos então examinar

superficialmente o funcionamento do metabolismo dos organismos aeróbios (um exame menos superficial será feito no Item 4 quando forem discutidas noções de biologia sanitária).

1.3.2.1.1 Metabolismo dos organismos aeróbios

Os organismos aeróbios utilizam para a manutenção do seu ciclo vital o oxigênio livre (não combinado) dos ambientes em que vivem. Todos os animais superiores, além de muitas espécies de microrganismos, são seres aeróbios.

Organismos vivos se utilizam de matéria orgânica como alimento (fonte de energia e matéria prima para produção de seu material celular). Sua energia vital é obtida pela oxidação bioquímica de parte desta matéria orgânica. O processo bioquímico através do qual ocorre a oxidação é muito complexo e se denomina metabolismo.

Embora complexa, a produção de energia vital pelo processo metabólico pode ser comparada, grosseiramente, com o desempenho de um motor à combustão, no qual são introduzidos oxigênio e combustível (alimento, no caso do metabolismo). No motor, através da combustão (oxidação), a energia é liberada e os produtos decorrentes da queima, ou seja, as substâncias oxidadas, são descarregadas para o ambiente pelo tubo de descarga.

Biodegradabilidade - condição do que é biodegradável; que pode ser destruído por um agente biológico (por exemplo, bactérias).

No processo metabólico, a matéria orgânica **biodegradável** (alimento) e o oxigênio livre são utilizados na produção da energia necessária à manutenção da vida, sendo eliminados para o ambiente os produtos parcialmente oxidados (excrementos), ainda sob a forma de matéria orgânica, porém em um estágio de estabilização mais elevado.

Os fenômenos descritos ocorrem em qualquer ambiente em que coexistam alimentos, seres aeróbios e oxigênio livre.

Por exemplo: se um despejo com alto conteúdo de matéria orgânica biodegradável (alimento) for lançado em um corpo de água com elevado teor natural de oxigênio dissolvido, os organismos aeróbios existentes no corpo líquido e no próprio despejo, encontrando condições ambientais propícias, vão se multiplicar rapidamente e consumir o oxigênio disponível. Caso as circunstâncias o permitam, eles irão exaurir completamente o oxigênio livre do corpo receptor, causando sérios prejuízos ecológicos já que este mesmo oxigênio é indispensável para a manutenção da vida dos demais organismos aeróbios que vivem neste ambiente.

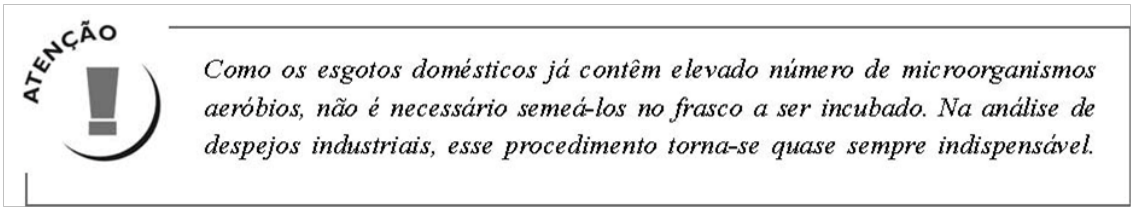
1.3.2.1.2 Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO)

O método desenvolvido para avaliar o conteúdo orgânico de uma amostra de esgoto, a seguir descrito de forma simplificada, é uma análise denominada Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO).

Na verdade, a análise da DBO consiste na transposição para laboratório do próprio fenômeno que se processa na natureza. Vejamos como realizá-la:

- coletar um certo volume de amostra de esgoto e diluí-la em um volume conhecido de água destilada, na qual foi dissolvido, previamente, o oxigênio livre;
- medir a concentração de oxigênio dissolvido na amostra;
- incubar essa amostra durante um período fixo (usualmente cinco dias) e à temperatura constante (20ºC);
- após esse período, medir a concentração de oxigênio dissolvido;
- encontrar, por diferença, a quantidade de oxigênio utilizada para estabilizar bioquimicamente a matéria orgânica contida no volume da amostra utilizada;
- com base na quantidade de oxigênio utilizada para estabilizar bioquimicamente a matéria orgânica presente no volume da amostra utilizada, calcular a quantidade necessária para estabilizar àquela contida em um litro de esgoto;

A DBO é, portanto, determinada em mg/L.



A DBO obtida conforme descrito também é denominada "DBO a cinco dias" ou DBO5. Isso não significa que o consumo de oxigênio deixe de existir depois de cinco dias.

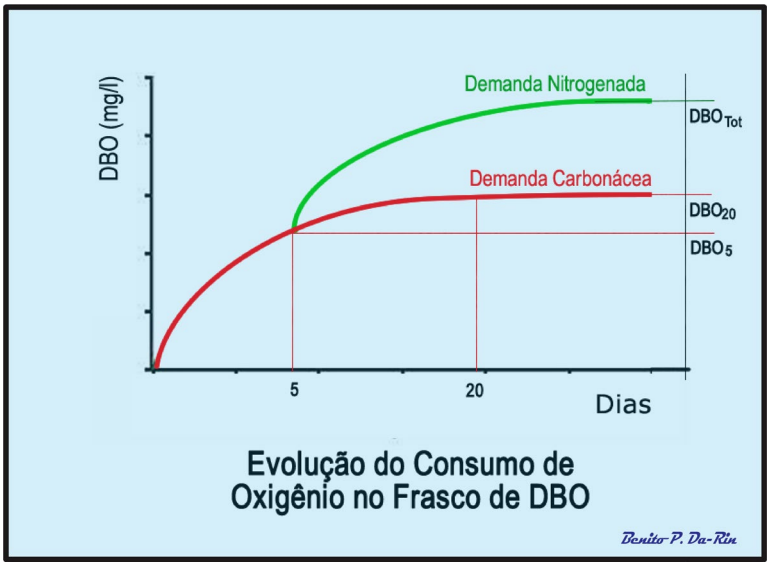


Figura 1-4 Curva da DBO

Na verdade, o consumo só vai cessar após um período de cerca de 20 dias como se percebe examinando a Figura 1-4 que mostra a evolução do consumo de oxigênio no interior do frasco onde a amostra foi incubada (note a separação do consumo em duas curvas, uma delas correspondente ao consumo exclusivamente para satisfazer a demanda dos compostos não nitrogenados, a outra para satisfazer a demanda dos nitrogenados). Mas aguardar todo esse tempo para conhecer os resultados

pode ser de pouca valia para realizar, por exemplo, o controle de uma estação de tratamento de esgotos. Por isso, foi adotado o período de cinco dias como padrão, considerando que, após esse tempo, cerca de 2/3 do consumo total de oxigênio já foi exercido e a maior parte dos compostos orgânicos carbonáceos já se encontra estabilizada, restando, apenas, os compostos nitrogenados.

Observação

A Demanda Bioquímica de Oxigênio é um parâmetro de importância fundamental para os diversos processos de tratamento de esgoto. Portanto, é essencial compreender os seus princípios básicos.

1.3.2.1.3 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Apesar de ser o padrão, o período de cinco dias para obter o resultado de uma análise de DBO pode representar uma espera muito longa quando se pretende, por exemplo, controlar a operação da ETE ou avaliar a necessidade de oxigênio para estabilizar a totalidade das substâncias orgânicas de uma amostra (e não apenas a fração biodegradável). Para enfrentar situações desse tipo foi então desenvolvido outro método de análise denominado Demanda Química de Oxigênio (DQO, também conhecida por seu acrônimo em inglês, COD, de "*Chemical Oxygen Demand*").

Nesta análise é utilizado um enérgico agente oxidante, normalmente o dicromato de potássio, para oxidar em meio ácido a totalidade dos compostos orgânicos presentes no esgoto e, assim, calcular a quantidade de oxigênio consumida. Como, exceto em casos muito especiais, mais compostos são oxidados por via química do que por via bioquímica, os resultados da DQO são, em geral, maiores do que os obtidos da DBO, em uma mesma amostra.

Importante

Para alguns tipos de esgoto, é possível correlacionar os resultados da DBO com os da DQO, o que é vantajoso, pois a análise da DQO é executada em três horas, enquanto a da DBO necessita de cinco dias, conforme já visto.

1.3.2.1.4 Carbono Orgânico Total (COT)

Uma avaliação direta do conteúdo orgânico de uma amostra de despejo pode ser obtida ainda através do parâmetro denominado Carbono Orgânico Total (COT ou TOC, do inglês "*Total Organic Carbon*"), que mede a concentração, em mg/L, do elemento carbono ligado a moléculas orgânicas. A análise é efetuada com o uso de equipamentos especiais, que levam à combustão controlada todo o conteúdo de um pequeno volume de amostra e possibilitam medir a massa de gás carbônico assim gerada. Sua utilização é rara para esgotos sanitários, sendo mais comum em despejos industriais.

1.4 Características biológicas

Do ponto de vista sanitário, as características biológicas são aquelas relativas aos principais grupos de microrganismos presentes nos esgotos, em especial os patogênicos e aqueles utilizados quer nos processos biológicos de tratamento de esgotos, quer como indicadores de poluição.

1.4.1 Principais grupos de organismos presentes no esgoto

As bactérias, as algas e os protozoários são os organismos usualmente encontrados nos esgotos domésticos. Vejamos a importância de cada um deles para a engenharia sanitária.

1.4.1.1 Bactérias

As bactérias certamente são os organismos mais importantes, não somente pelo fato de haver entre elas diversas espécies patogênicas (transmissoras das chamadas doenças de veiculação hídrica), como também pelo extraordinário papel que desempenham nos processos de tratamento biológico, promovendo a estabilização da matéria orgânica.

Observação

Entre as bactérias, encontram-se os organismos do grupo coliforme, cuja utilidade será discutida ao final deste Item.

1.4.1.2 Algas

Algas existem em pequena quantidade nos esgotos domésticos, mas podem ser encontradas em elevadíssimas concentrações nos efluentes das chamadas lagoas de estabilização.

A presença de algas em grande quantidade pode resultar em sérios inconvenientes para os corpos receptores, seja pelos problemas causados à captação eventual de água para abastecimento, seja pelo fenômeno conhecido como floração de algas, comum em corpos de água com elevada concentração de nutrientes (corpos de água eutrofizados).

1.4.1.3 Protozoários

Os protozoários existentes no esgoto e de interesse para a engenharia sanitária incluem amebas, flagelados e ciliados livres. Esses organismos se alimentam de bactérias e outros parasitas; são considerados essenciais para a manutenção do equilíbrio nos reatores biológicos dos processos biológicos de tratamento.

1.4.1.4 Vírus

A importância dos vírus para a engenharia sanitária se deve à natureza patogênica de certas espécies. Eles são altamente resistentes ao tratamento biológico e aos processos usuais de desinfecção, podendo subsistir por longo tempo nos esgotos ou nos corpos receptores. Experiências têm demonstrado que a sua remoção é extremamente difícil; por isso, nos dias atuais, várias pesquisas estão em andamento com a finalidade de buscar soluções para o problema.

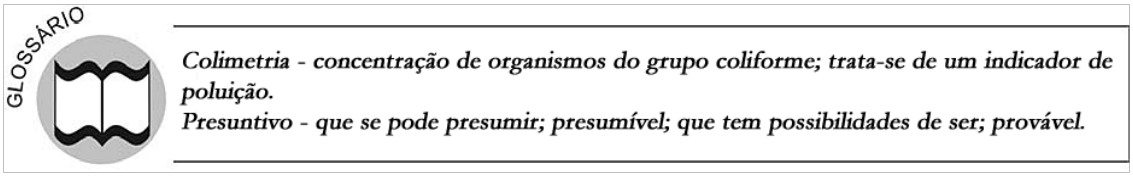
1.4.2 Organismos utilizados como indicadores de poluição

Conforme já mencionado, os esgotos domésticos contêm uma enorme variedade de microrganismos, alguns dos quais patogênicos, que precisam ser controlados.

Quando certa vazão de esgotos é lançada em um corpo receptor, se o ambiente não for propício à proliferação dos organismos patogênicos, sua concentração vai paulatinamente decrescendo seja por diluição, seja por morte ou decaimento bacteriano. Porém eles podem sobreviver por períodos relativamente longos e causar danos à saúde dos animais e seres humanos que entrarem em contato eventual com a água contaminada. Por isso é importante a verificação de sua presença.

Ocorre que o isolamento e a contagem desses seres exigiriam uma técnica de laboratório demorada, acurada e onerosa. Procurou-se, então, encontrar um grupo de organismos de fácil determinação e de contagem simples em laboratório que pudesse ser associado à poluição fecal, para servir como indicador desse tipo de contaminação. Com esse propósito, foi selecionado o grupo denominado coliforme.

Embora não sejam, em geral, patogênicos, os organismos do grupo coliforme passaram a ser utilizados com indicadores de poluição fecal porque existem em abundância no intestino humano e são excretados com as fezes. Isso significa que uma água com elevada contagem de coliformes pode também conter organismos patogênicos, enquanto uma água isenta de coliformes é considerada segura, do ponto de vista sanitário.



A técnica usualmente empregada para a determinação da **colimetria** consiste no chamado teste **presuntivo**, baseado na capacidade dos coliformes, e apenas deles, de fermentar lactose, com produção de gás, quando incubados em um meio de cultura e em temperatura convenientes. São incubadas diferentes diluições de uma mesma amostra e os resultados são submetidos a uma análise estatística, sendo expressos na unidade: NMP coli/100 mL (Número Mais Provável de organismos do grupo coliforme a serem encontrados em 100 mL de amostra).

Observação

É possível, utilizando uma técnica especial de laboratório, determinar o NMP de organismos coliformes de origem fecal, através de sua cultura em um meio não propício ao desenvolvimento de outras espécies.

O resultado da colimetria não representa a concentração real desses organismos na amostra, mas apenas uma estimativa baseada em análise estatística. Portanto, trata-se apenas de um indicador de poluição.

Caso seja desenvolvido um processo para eliminar unicamente os coliformes presentes no esgoto, o que é possível do ponto de vista técnico, ainda assim a contaminação vai persistir, pois os organismos patogênicos eventualmente presentes lá irão permanecer. Na verdade, essa tentativa de eliminar uma ferramenta eficiente de controle só serviria para "esconder" a contaminação.

Observação

Nas unidades seguintes, vamos dar continuidade ao estudo dos microrganismos utilizados nos processos biológicos de tratamento de esgotos.

2 Autodepuração dos Cursos de Água

Nesta unidade...

Introdução

Zonas características do estado do curso de água

Autodepuração

2

2.1 Introdução

Um corpo de água, em seu estado natural, constitui um ecossistema. Nele, coexistem numerosos organismos que se relacionam entre si e com o próprio ambiente. Qualquer modificação introduzida, seja nas espécies vivas, seja no próprio ambiente, pode trazer consequências nefastas, que incluem a ruptura do equilíbrio ecológico.

Em um ecossistema alguns seres vivos se alimentam de substâncias existentes no ambiente. Outros se alimentam de organismos vivos, formando a chamada "cadeia alimentar". No ecossistema formado por um rio, com exceção dos microrganismos anaeróbios, todos os demais necessitam de oxigênio livre (dissolvido no meio líquido) para realizar seu metabolismo.

O oxigênio existe em abundância na atmosfera e tem a propriedade de ser solúvel em água. O teor máximo (saturação) de Oxigênio Dissolvido (OD) na água depende de diversos fatores, entre os quais a temperatura.

Importante

Vale destacar que a 25ºC o teor de saturação de OD é de 8mg/L.

A existência de seres vivos no do meio líquido implica o consumo de certa quantidade de OD. Caso não haja o contínuo suprimento de oxigênio, a tendência é que o teor de OD se reduza até níveis que impossibilitam a sobrevivência dos organismos aeróbios. Alguns peixes, por exemplo, não conseguem sobreviver em ambientes líquidos com teores inferiores a 5 mg/L.

Os cursos de água, no entanto, têm a capacidade de absorver oxigênio da atmosfera (reaeração), para suprir aquele consumido no seu interior. Mas essa capacidade depende de diversos fatores, dentre os quais:

- temperatura;
- estado de agitação das águas;
- efeito dos ventos;
- velocidade do curso de água;
- o próprio teor de Oxigênio Dissolvido no líquido (quanto mais baixo o OD, mais rapidamente se dá a reaeração).

Importante

Além do oxigênio suprido diretamente pela atmosfera, o corpo líquido recebe oxigênio fornecido pelas plantas aquáticas através da fotossíntese.

Portanto, em condições naturais há equilíbrio entre o oxigênio consumido pelos seres vivos e o oxigênio fornecido ao corpo líquido. O que mantém o teor de OD em um nível estável é, justamente, esse equilíbrio.

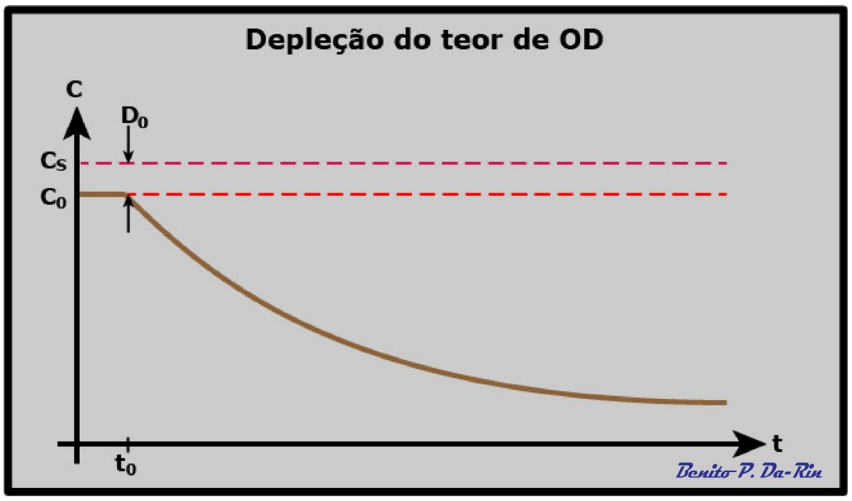


Figura 2-1 Tendência de queda do teor de OD após o lançamento

Quando certa quantidade de esgoto é lançada em um corpo líquido, há uma tendência de ruptura do equilíbrio devido à avidez do esgoto por oxigênio (DBO).

Sendo consumido pelo esgoto, o teor de OD nas águas do corpo líquido diminui. Caso não houvesse reaeração, a tendência seria o nível cair continuamente; a princípio com rapidez, depois, de forma mais lenta, até atingir níveis significativamente mais baixos, conforme mostra a Figura 2-1.

A capacidade do curso de água recuperar oxigênio é função do próprio teor de OD, pois quanto maior a diferença entre a saturação e o OD naquele ponto, mais rápida será a reaeração. Assim, a recuperação do teor de oxigênio pelo curso de água varia de acordo com a Figura 2-2.

Nestas condições, o teor de OD no curso de água sofre influência das duas ações: uma tendência a cair, devido ao consumo, e uma tendência a recuperar-se, devido à reaeração.

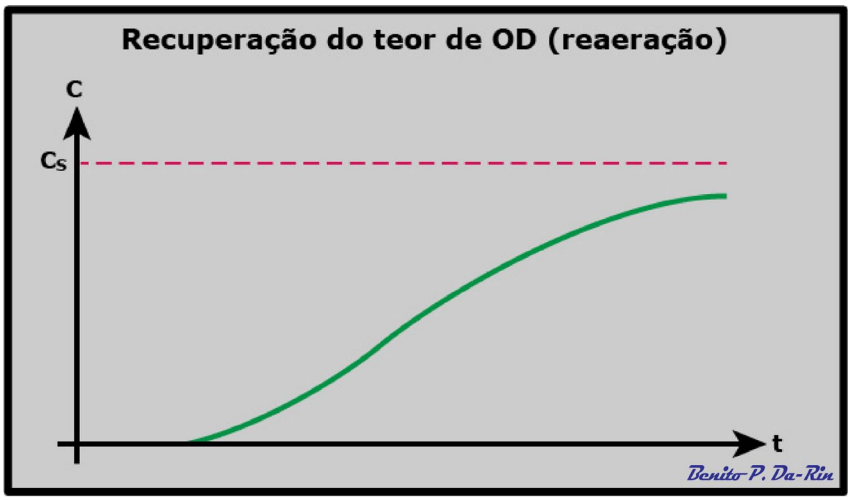


Figura 2-2 Tendência de recuperação do teor de OD devida à reaeração

No trecho inicial, enquanto o OD consumido for maior que o recuperado, sua concentração no corpo líquido irá cair até o mínimo (ponto crítico). Posteriormente, quando a reposição via reaeração superar o consumo, o teor de OD no corpo líquido irá subir até recuperar as condições existentes antes do lançamento. Portanto, do ponto de vista da matemática, o fenômeno se desenrola como a soma das duas curvas vistas anteriormente. No início, o teor de OD do corpo líquido cai (enquanto o consumo de OD for maior que o OD fornecido pela reaeração), até atingir o ponto crítico, ou seja, quando os dois valores se igualam. A partir deste ponto começa então a subir (quando o OD fornecido já é maior que o consumido), até atingir o valor existente antes do lançamento do esgoto.

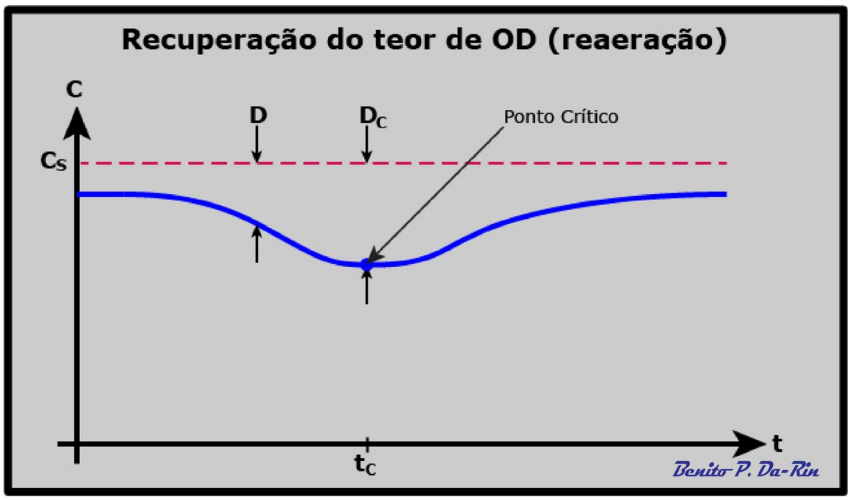


Figura 2-3 Variação do teor de OD ao longo do curso d'água após lançamento

A variação do teor de OD do corpo líquido é representada esquematicamente pela Figura 2-3.

O acima exposto sobre o teor de Oxigênio Dissolvido na água de um corpo líquido mostra que, além de ser essencial aos seres vivos presentes em seu interior, há uma correspondência entre os diversos níveis de OD e determinados tipos de organismos capazes de se ambientar às condições vigentes. Assim, a situação ou circunstância apresentada pelo curso de água após o lançamento de esgotos caracteriza zonas ao longo das quais há predominância de determinados organismos.

A biota existente antes do lançamento, adaptada a um nível de OD elevado, começa a sofrer modificações à proporção que o OD vai caindo. E, assim, à jusante do lançamento, podem ser distinguidas as zonas características do estado do curso de água, que correspondem ao nível de OD.

2.2 Zonas características do estado do curso de água

A seguir, serão descritas as zonas características do estado de um corpo d'água especialmente no que diz respeito à sua localização, ao nível de OD e aos seres vivos nelas presentes.

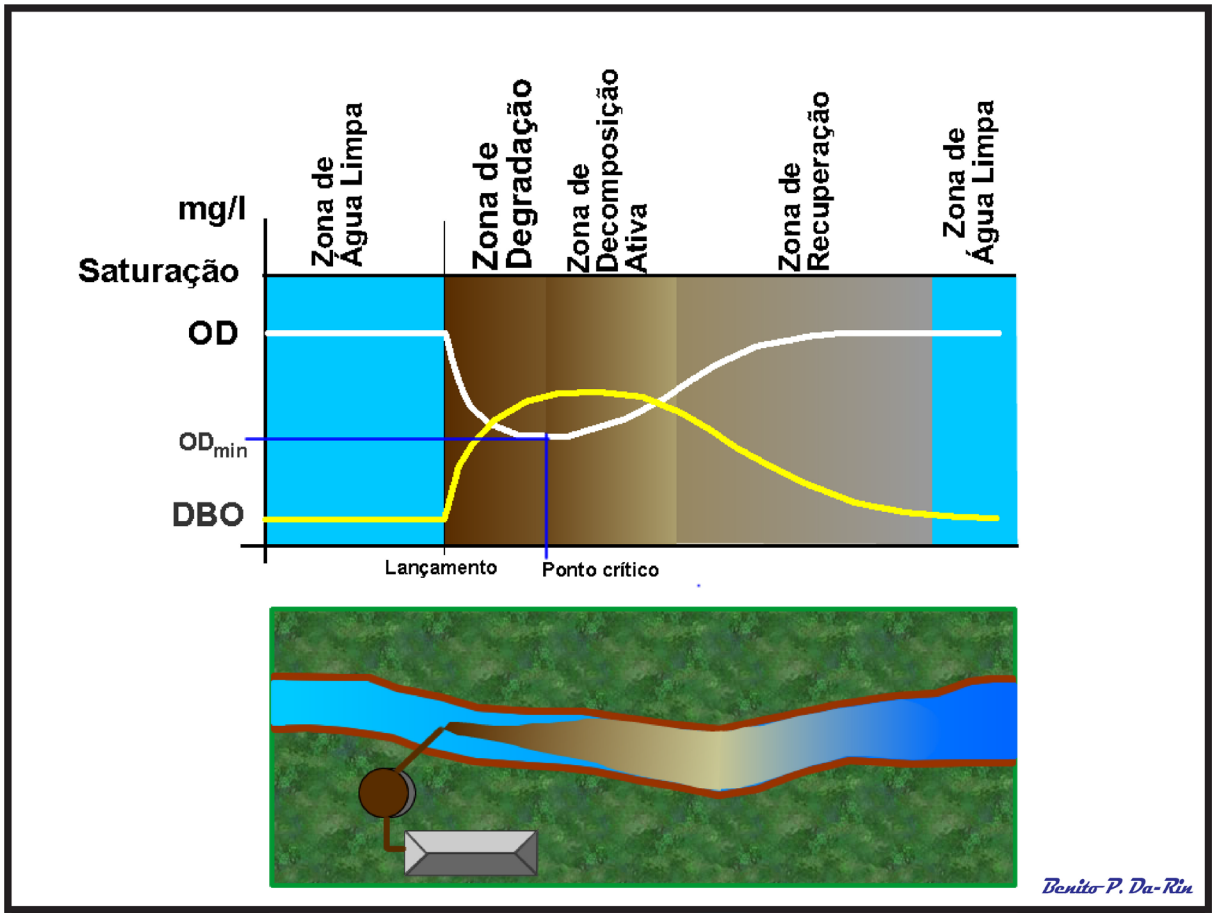


Figura 2-4 - Zonas características de estado

2.2.1 Zona de degradação

Localiza-se logo após o lançamento. A água apresenta-se turva e escura. Os sólidos sedimentáveis do esgoto tendem a se depositar no fundo, onde entram em decomposição anaeróbia. O OD cai rapidamente e a presença de gás carbônico e amônia provenientes da decomposição pode ser constatada.

Os peixes e outras formas de vida mais complexas podem ser extintos ou expulsos. Subsistem alguns fungos e grande número de bactérias.

2.2.2 Zona de decomposição ativa

Localiza-se a jusante da zona de degradação e corresponde aos níveis mais baixos de OD. Caracteriza-se pela decomposição anaeróbia em toda a massa líquida, sendo também observada a formação de bolhas de gás. Porções de lodo podem aflorar à superfície, formando escuma negra. Há desprendimento de mau cheiro.

As formas de vida se limitam, em sua maioria, a microrganismos anaeróbios; os fungos desaparecem. As formas de vida mais complexas são representadas por alguns vermes e larvas de insetos.

Importante

Na zona de decomposição ativa, o OD chega a zero em caso de poluição maciça.

2.2.3 Zona de recuperação

Localiza-se após a zona de decomposição ativa e nela ocorre um lento crescimento do nível de OD. Como a maior parte da matéria orgânica já foi parcialmente estabilizada nas zonas de montante, diminui o consumo de OD, cujo nível tende a subir porque a massa de oxigênio fornecida pela reaeração é superior à consumida.

O gás carbônico e a amônia decrescem e nota-se a presença de nitratos e nitritos, provenientes da mineralização da matéria orgânica. O número de bactérias diminui devido à redução da matéria orgânica que lhes serve de alimento.

Reaparecem os fungos e algumas algas. Começam a surgir algumas plantas aquáticas, e certos peixes mais resistentes.

2.2.4 Zona de água limpa

Devido ao fenômeno da reaeração, o curso de água recupera tanto o seu teor de OD, restabelecendo o equilíbrio, quanto a aparência de seu estado natural.

Aumenta a quantidade dos organismos aeróbios inferiores devido à ação fertilizante da poluição no trecho de montante do corpo d´água e, como estes organismos inferiores servem de alimento às formas de vida mais complexas, estas reaparecem. O rio retoma, então, suas características de normalidade.

A correspondência entre as zonas descritas e a curva de OD do corpo líquido é mostrada na Figura 2-4.

2.3 Autodepuração

Conforme vimos, após receber uma carga de poluição, os cursos de água sofrem modificações em suas características, mas tendem a reestabelecer as condições existentes antes do lançamento dos

esgotos. Esta propriedade é conhecida como "autodepuração", isto é, a capacidade do curso de água de receber uma certa carga poluidora e eliminá-la, gradativamente mediante ações naturais.

É evidente que, quando se deseja manter o nível mínimo de OD (ponto crítico) acima de um dado valor, existe um limite na carga poluidora a ser lançada ao corpo receptor. Caso as necessidades de oxigênio do esgoto lançado sejam muito altas, todo o OD do corpo receptor será consumido e, em lugar de um ponto crítico, teremos um trecho de rio com total ausência de OD. Esta situação, dependendo da carga poluidora, pode se prolongar por um longo trecho do rio, o que é altamente indesejável. A curva de OD do corpo receptor terá, então, o aspecto mostrado na Figura 2-5.

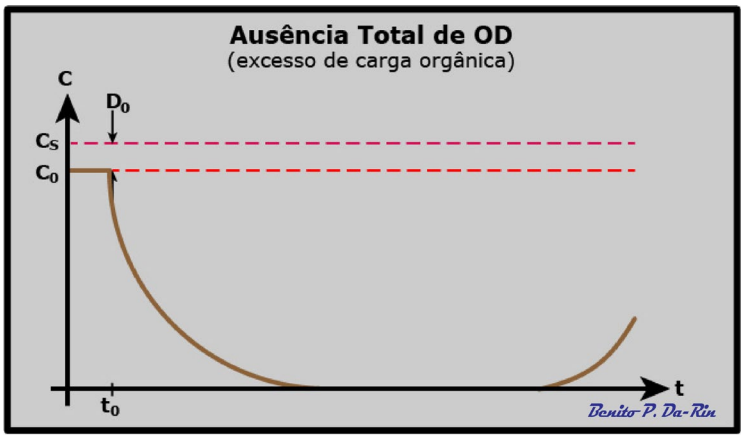


Figura 2-5 – Trecho de rio com ausência total de OD devido ao excesso de carga poluidora

A carga poluidora vai depender da vazão de esgoto lançado e de sua DBO (que vai determinar a necessidade total de oxigênio a ser consumido). Já a capacidade de autodepuração vai depender dos seguintes elementos:

- teor de OD do corpo receptor antes do lançamento;
- vazão do corpo receptor;
- taxa de reaeração, que determina o total de oxigênio disponível para suprir as necessidades de carga poluidora.

Conhecidos estes elementos, pode-se então determinar o teor mínimo de OD no ponto crítico.

O tratamento matemático do problema, descrito a seguir de forma grandemente simplificada, é de autoria de Streeter e Phelps. Esses autores consideram que o déficit **D** de oxigênio (isto é, a diferença entre o teor de saturação de OD e o teor de OD medido em um tempo **t** após o lançamento do despejo) pode ser expresso como a soma algébrica das duas tendências já mencionadas, ou seja:

- consumo de O_2 devido à DBO exercida pelo despejo (desoxigenação);
- reposição natural de O_2 (reaeração).

O aumento do déficit causado pela DBO exercida ao longo do tempo é diretamente proporcional a essa mesma DBO, sendo $\mathbf{K_1}$ o coeficiente de proporcionalidade. Podemos, então, escrever:

$$\boldsymbol{dD_d = K_1 . L . dt} \qquad \text{Equação 2-1}$$

Onde:

$\mathbf{dD_d}$ = variação (aumento) do déficit D de OD devido à desoxigenação.

$\mathbf{L}$ = DBO exercida após o tempo t.

$\mathbf{K_1}$ = constante de desoxigenação.

Observação

Observe que estamos identificando as equações com o número do Item seguido de um número que representa sua posição no Item para facilitar a sua localização em remissões futuras

Por outro lado, o estudo da transferência de gases nos mostra que a rapidez com que esse fenômeno se processa é proporcional à diferença entre a concentração do gás no líquido e a concentração de saturação deste gás no líquido, ou seja, no nosso caso, a diminuição do *déficit* de oxigênio devido à reaeração é diretamente proporcional ao próprio *déficit*, o que nos permite escrever:

$$dD_r = -K_2 . D . dt \qquad \text{Equação 2-2}$$

Onde:

$\mathbf{dD_r}$= variação (decréscimo) do *déficit* de OD devido à reaeração natural.
$\mathbf{K_2}$ = constante de reaeração.

A variação do *déficit* de OD ao longo do tempo será então representada por:

$$dD/dt = K_1 . L - K_2 . D \qquad \text{Equação 2-3}$$

Na prática, para usar a Equação 2-3, a DBO exercida deverá ser expressa em função da DBO de primeiro estágio da mistura despejo/água do corpo receptor $\mathbf{L_0}$, através da conhecida equação da estabilização da DBO:

$$L = L_0 . 10^{K_1^t} \qquad \text{Equação 2-4}$$

Onde $\mathbf{K_1}$ assume o mesmo valor que na Equação 2-1.

Isto feito, pode-se integrar a Equação 2-1, que leva à expressão do *déficit* de OD:

$$D = \frac{K_1 . L_0}{K_2 - K_1}\left(10^{-K_1^t} - 10^{-K_2^t}\right) + D_0 . 10^{-K_2^t} \qquad \text{Equação 2-5}$$

Onde:
$\mathbf{D_0}$ = *déficit* inicial de OD, ou seja, *déficit* de OD imediatamente à montante do lançamento do despejo.

A Equação 2-5evidencia que o *déficit* de OD passa por um ponto notável. Trata-se do *déficit* máximo, que corresponde ao teor mínimo de OD encontrado no ponto crítico. O tempo gasto para atingir o ponto crítico, **tc**, poderá então ser obtido através da determinação da abcissa deste ponto notável, representada por:

$$tc = \frac{K_1 . L_0}{K_2 - K_1} \log \frac{K_2}{L_0 . K_1}\left(1 - \frac{D_0 (K_2 - K_1)}{L_0 . K_1}\right) \qquad \text{Equação 2-6}$$

O valor de **tc** permitirá calcular o *déficit* crítico, D_c, ou seja, o *déficit* de O_2 encontrado no ponto crítico:

$$D_c = \frac{K_1}{K_2} L_0 . 10^{-K_1^{tc}} \qquad \text{Equação 2-7}$$

A concentração de OD no ponto crítico (a menor concentração a ser encontrada no corpo receptor) poderá então ser expressa por:

$$C_c = C_s - D_c$$ Equação 2-8

Onde:

C_s= concentração de saturação de O_2 no CR para as condições dadas de temperatura e salinidade.

A Figura 2-6, a seguir, representa graficamente as Equação 2-1, Equação 2-2e Equação 2-5utilizadas para o estudo simplificado do fenômeno de autodepuração dos cursos de água.

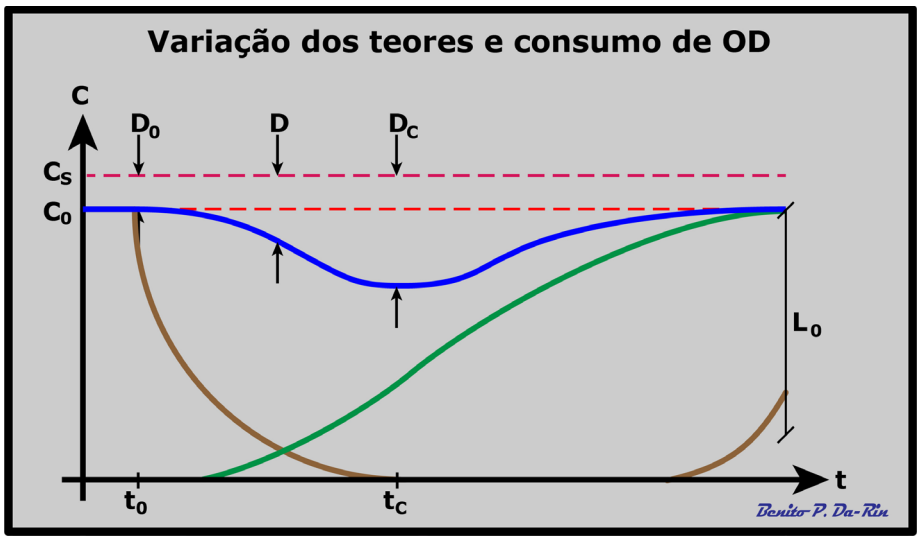


Figura 2-6 – Representação gráfica das variações de teores e consumo de OD

Este modelo simplificado pode ser utilizado como uma primeira aproximação para o modelo matemático do fenômeno de autodepuração. Os possíveis desvios que ele apresenta são devidos a não terem sido consideradas:

- a demanda de OD causada pelo lodo orgânico, possivelmente presente no fundo do curso de água (demanda bentônica);
- a redução do consumo de OD, devido à possível sedimentação da parcela de matéria orgânica representada por sólidos em suspensão;
- a possível introdução de oxigênio produzido por fotossíntese pelos organismos clorofilados.

Importante

As duas primeiras ações descritas tendem a se equilibrar, e a terceira é, geralmente, considerada desprezível, o que explica a extensa utilização do modelo apresentado.

2.3.1 Determinação de K_1 e K_2

Os coeficientes K_1 e K_2 podem ser determinados experimentalmente. O valor de K_1 depende tanto da velocidade das reações bioquímicas (portanto, da temperatura e da possível presença de substâncias

tóxicas ou inibidoras) quanto da presença de uma biota adaptada ao substrato orgânico contido no despejo.

Caso não se disponha de valores determinados experimentalmente, pode-se adotar para K_1 o valor de 0,17 dia^{-1} em rios que já receberam considerável carga orgânica à montante. Caso contrário, e quando a DBO de primeiro estágio da mistura esgoto-água do CR for inferior a 12 mg/L, sugere-se para K_1 o valor de 0,1 dia^{-1}. Esses valores se aplicam para temperatura de 20ºC. E a variação de K_1 com a temperatura pode ser expressa por:

$$(K_1)_T = (K_1)_{20}.1,045^{(T-20)} \quad \text{Equação 2-9}$$

Onde:

$(K_1)_T$ = valor de K_1 na temperatura T.

$(K_1)_{20}$ = valor de K_1 a 20ºC.

Já o valor de K_2 depende, principalmente, das condições de escoamento do curso de água (velocidade, profundidade, turbulência), que podem facilitar ou dificultar o fenômeno de reareação natural. Alguns autores propõem formulações matemáticas que fornecem este valor em função das condições de escoamento. As principais são as propostas por Owens, Edwards e Gebbs (Equação 2-10), para rios com velocidades entre 0,03 m/s e 1,5 m/s e profundidades entre 0,12 m e 3,30 m....

$$K_2 = 2,3\,\frac{V^{0,67}}{H^{1,85}} \quad \text{Equação 2-10}$$

... e por O'Connor (Equação 2-11) para rios com velocidades entre 0,15 m/s e 0,5 m/s e profundidades entre 0,3 m e 9 m.

$$K_2 = 1,7\,\frac{V^{0,5}}{H^{1,5}} \quad \text{Equação 2-11}$$

Onde:

V = velocidade de escoamento do curso de água;

H = Profundidade.

As Equação 2-10e Equação 2-11fornecem os valores de K_2 para a temperatura de 20ºC.

Já a correção de temperatura poderá ser feita pela equação a seguir:

$$(K_2)_T = (K_2)_{20}.1,024^{(T-20)} \quad \text{Equação 2-12}$$

Importante

O modelo de Streeter e Phelps é de fácil aplicação e permite não apenas avaliar a extensão do curso de água atingida pelos efeitos do lançamento do despejo, como também determinar os teores de OD ao longo do trecho afetado, com aproximação aceitável para a realização de estudos expeditos. Para efeito de projeto recomenda-se, entretanto, o uso de modelos matemáticos modernos, informatizados, que fornecem resultados muito mais precisos.

2.4 Tratamento de esgotos

Nem sempre – na verdade, raramente – a capacidade de depuração dos corpos líquidos é suficiente para arcar com a carga poluidora dos esgotos neles lançados. Na imensa maioria dos casos o que se dá é exatamente o contrário: a carga excede em muito a capacidade de autodepuração.

Nestes casos, para evitar danos ao meio ambientes (prejuízos de ordem ambiental) ou à saúde das pessoas e animais que eventualmente entrem em contato com as águas do corpo receptor (prejuízos de ordem sanitária), se impõe reduzir a carga poluidora até um nível tal que ela possa ser absorvida pelo corpo receptor sem efeitos deletérios.

Isto se faz submetendo os esgotos a uma ou mais técnicas ou processos de tratamento.

2.4.1 Classificação dos processos de tratamento de esgotos

Na literatura técnica, é usual a subdivisão dos processos de tratamento de esgotos em fases ou estágios, a saber:

- preliminar;
- primário;
- secundário e
- terciário.

Embora seja largamente utilizada, deve-se notar que essa classificação é inteiramente arbitrária, posto que não é baseada em critério científico. Mais racional seria adotar um critério que agrupasse as operações ou processos de tratamento em operações unitárias (baseadas em fenômenos físicos), processos químicos unitários e processos biológicos unitários, segundo os fundamentos teóricos nos quais se baseia a obtenção dos parâmetros de dimensionamento e operação. Entretanto, como a classificação é de uso amplo e já estabelecido, será obedecida nessas notas, conforme apresentado a seguir.

2.4.1.1 Tratamento preliminar

Considera-se com parte do tratamento preliminar as operações destinadas à remoção de:

- sólidos grosseiros
    - grades,
    - peneiras,
    - desintegradores;
- areias
    - caixas de areia,
    - ciclones.

2.4.1.2 Tratamento primário

O tratamento primário é definido como a sequência de operações destinadas a remover sólidos em suspensão (quando a remoção é feita por diferença de densidade) e a realizar os procedimentos adicionais necessários ao tratamento dos materiais removidos. Portanto, incluiu os processos seguintes.

- Remoção de sólidos em suspensão:
  - decantação simples;
  - decantação com adição de coagulantes ou polieletrólitos;
  - flotação por ar dissolvido;
  - sistemas conjugados (tanques Imhoff e fossas sépticas);
  - micrograde amento:

2.4.1.3 Tratamento biológico ou secundário

Denomina-se tratamento secundário os processos biológicos utilizados para estabilizar bioquimicamente a matéria orgânica contida no esgoto bruto ou no efluente do tratamento primário, assim como para efetuar a remoção e a disposição final ou reciclagem das substâncias formadas no processo biológico. Inclui as seguintes operações:

- filtração biológica;
- lagoas de estabilização (aeróbias, facultativas e anaeróbias);
- lodos ativados e suas variantes;
- tratamento anaeróbio;

2.4.1.4 Tratamento avançado (ou terciário)

São considerados como parte do tratamento terciário os processos destinados a remover do efluente do tratamento secundário substâncias em solução, partículas finamente divididas em suspensão, poluentes ou impurezas específicas. Inclui as seguintes operações:

- desinfecção por cloração ou ozonização;
- filtração;
- adsorção por carvão ativado;
- eletrodiálise;
- osmose reversa;
- deionização;
- remoção de nutrientes.

2.4.1.5 Tratamento do lodo

O tratamento do material removido (lodo) tanto nas fases de tratamento primário (lodo primário) quando no secundário (lodo biológico), da eventual mistura dos dois (lodo misto) ou ainda do lodo obtido a partir da aplicação de produtos químicos (lodo químico) é feito mediante o uso das seguintes técnicas:

- Espessamento:
    - por gravidade;
    - por flotação;
    - por centrifugação;
    - em mesas de esteiras;
    - em tambores rotativos.
- Estabilização:
    - digestão aeróbia;
    - digestão anaeróbia;
    - tratamento químico;
    - tratamento térmico;
    - compostagem.
- Condicionamento:
    - condicionamento químico;
    - condicionamento térmico.
- Remoção de umidade:
    - secagem natural;
    - filtração a vácuo;
    - centrifugação;
    - filtração a pressão (filtros-prensa):
    - secagem térmica:
    - secagem em filtro prensa de esteira:
    - tubos geotêxteis.
- Disposição final:
    - Na atmosfera (incineração):
        - fornalha de múltiplos estágios;
        - leitos fluidizados.
    - Em corpos líquidos (mar):
        - por tubulação (emissário submarino);
        - por barcaça.
    - No solo:
        - utilização como adubo;

- espalhamento;
- infiltração subsuperficial.

- simples disposição no terreno:
  - cavidades do terreno e minas abandonadas;
  - aterro sanitário.

3. Tratamento Preliminar e Primário

Nesta unidade...

Classificação dos processos de tratamento de esgotos

Tratamento preliminar

Tratamento primário: sistemas conjugados

3

3.1 Tratamento preliminar

As duas operações incluídas nesta fase visam a remoção de sólidos grosseiros e areias.

3.1.1 Remoção de sólidos grosseiros

A remoção de sólidos grosseiros é executada tanto a montante de uma estação de tratamento ou elevatória, a fim de proteger as bombas, tubulações e demais unidades de tratamento, quanto a montante de um lançamento de esgotos, visando à proteção do corpo receptor apenas do ponto de vista estético.

A operação pode ser realizada através de:

- retenção e posterior remoção do material retido, que deve ser encaminhado ao destino final, geralmente o mesmo que o do lixo público (gradeamento e micrograde amento);
- retenção, trituração e devolução do material ao esgoto (trituradores ou desintegradores);

3.1.1.1Gradeamento

A operação de gradeamento é efetuada através da interposição no fluxo dos esgotos de uma grade metálica de barras paralelas. O líquido e os sólidos de dimensões inferiores ao espaçamento entre as barras atravessam o dispositivo, enquanto os sólidos de dimensões superiores permanecem retidos e são posteriormente removidos.

Conforme recomendação da NBR 12.209 as grades (assim como as micrograde s e peneiras) devem ser dimensionadas para receber a vazão máxima afluente e, tanto elas quanto seus dispositivos de

limpeza e remoção de sólidos, devem ser constituídos de material resistente à corrosão e abrasão. Ainda por determinação da norma, os dados utilizados para dimensionamento devem considerar que, desde o início da operação, a velocidade de escoamento da vazão máxima de final de plano entre as barras da grade não deve exceder a 1,2 m/s e deve ser garantida uma velocidade de escoamento igual ou superior a 0,4 m/s nos canais afluente e efluente à grade pelo menos uma vez ao dia. As condições de escoamento a montante da grade devem ser estudadas considerando uma perda de carga máxima admissível de 15 cm para grades de limpeza manual (calculada considerando um grau de obstrução de 50%) e de 10 cm para grade de limpeza mecanizada.

Figura 3-1 Material gradeado

O material retido na grade, cujo aspecto é mostrado na Figura 3-1 (foto obtida em uma das ETEs da cidade de Philadelphia, PA – EUA), é formado por um caótico conjunto de todo o tipo de objetos lançados à rede de esgotos e, sobretudo, indevidamente dispostos nos vasos sanitários. Um conjunto que inclui de tudo, desde preservativos e produtos de higiene feminina até os mais inesperados objetos como brinquedos plásticos, dentaduras e mais o que a pouca educação sanitária da população a leva a lançar aos esgotos. Mas, ao contrário do lodo removido nos decantadores, por exemplo, o chamado "material gradeado" não é putrescível e não apresenta riscos de ordem sanitária, desde que disposto de forma correta. E a forma correta de dispor este material consiste, na grande maioria das vezes, em lançá-lo no mesmo aterro sanitário que recebe o lixo urbano ou, quando isto não é possível, enterrá-lo ou incinera-lo.

O volume do material removido por uma grade é bastante variável, pois depende das características dos esgotos, dos hábitos da população e do espaçamento entre barras. A título de estimativa, pode-se adotar a faixa de 0,1 a 0,025 litros de material por m³ de esgoto tratado.

3.1.1.1.1 Classificação das grades

Quanto ao espaçamento entre barras, de acordo com a NBR 12.209, as grades se classificam em:

- finas (entre 1 cm e 2 cm);

- médias (de 2 a 4 cm); e
- grosseiras (entre 4 cm e 10 cm).

Quanto à posição, as grades se classificam em:

- verticais (e neste caso, por determinação da NBR 12.209, serão obrigatoriamente de limpeza mecanizada);
- inclinadas (neste caso, em ângulo de 45° a 60º com a horizontal no caso de limpeza manual; por determinação da NBR 12.209, grades inclinadas em ângulo maior que 60º com a horizontal só são admissíveis no caso de limpeza mecanizada

Quanto ao método de limpeza as grades se classificam em:

- limpeza manual;
- limpeza mecanizada (e neste caso, por determinação da NBR 12.209, devem dispor de dispositivo de acionamento automático do sistema de limpeza).

Como acima mencionado, as grades de limpeza manual devem ser inclinadas para facilitar a remoção do material. A remoção manual é feita por meio de um ancinho cujo espaçamento entre dentes é igual ao espaçamento entre as barras da grade. O operador usa o ancinho de modo a fazê-lo penetrar entre as barras, junto ao fundo do canal da grade, e, em seguida, arrasta-o para cima, o que eleva o material retido para acima do nível d'água e, finalmente, para fora do canal. A Figura 3-2 mostra o diagrama esquemático de uma grade inclinada de limpeza manual para ser utilizada em uma ETE de pequeno porte.

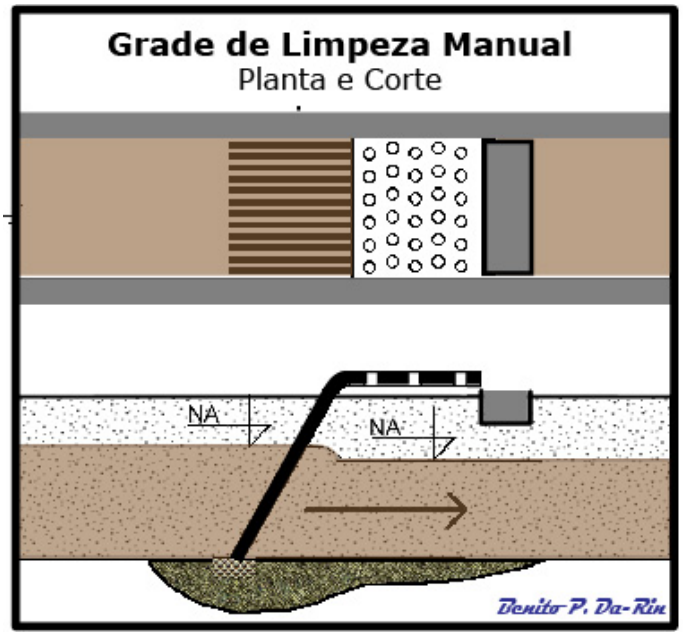


Figura 3-2 Grade inclinada de limpeza manual

De acordo com NBR 12.209 grades de limpeza manual não são admissíveis em ETEs cuja vazão máxima afluente é igual ou superior a 100 L/s ou em instalações nas quais a limpeza manual seja dificultada em virtude de fatores ligados à sua localização ou à profundidade do canal onde estão instaladas. A exceção, ainda por recomendação da NBR 12.209, são as grades grossas, que podem ser de limpeza manual independentemente da vazão afluente.

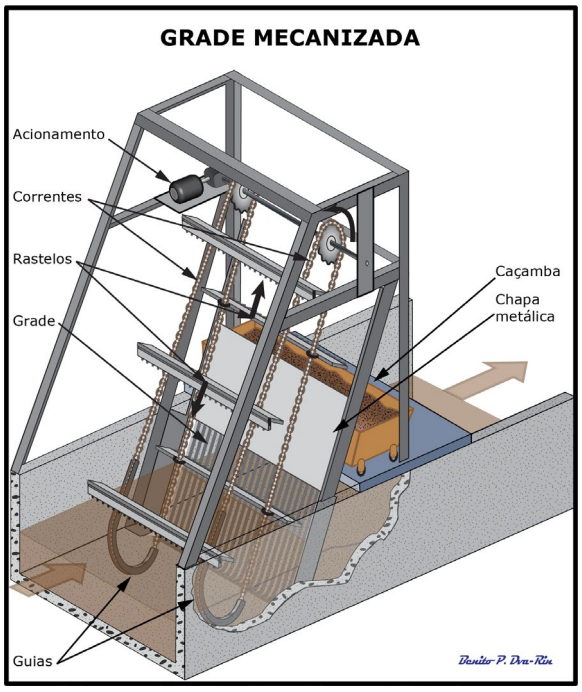


Figura 3-3 Grade mecanizada inclinada

A limpeza mecânica é realizada através de rastelo acionado por motor elétrico comandado por temporizador ou por sensor de diferença de nível entre os trechos de montante e jusante da grade pois, à medida que o material vai se acumulando junto às barras da grade, aumenta a perda de carga no canal de grades. Quando o desnível entre o nível d'água a montante e a jusante atinge certo valor predeterminado o rastelo é acionado.

A Figura 3-3 mostra o sistema clássico, no qual o rastelo se movimenta na face de montante da grade (neste caso, inclinada) acionado por um sistema de correntes.

Figura 3-4 Grade e rastelo

A Figura 3-4 (foto obtida do alto, sobre o poço da grade, vista de cima para baixo) mostra uma grade vertical e, em frente a ela, na face de montante, o respectivo rastelo, desta vez acionado por um sistema tipo vaivém com contrapesos.

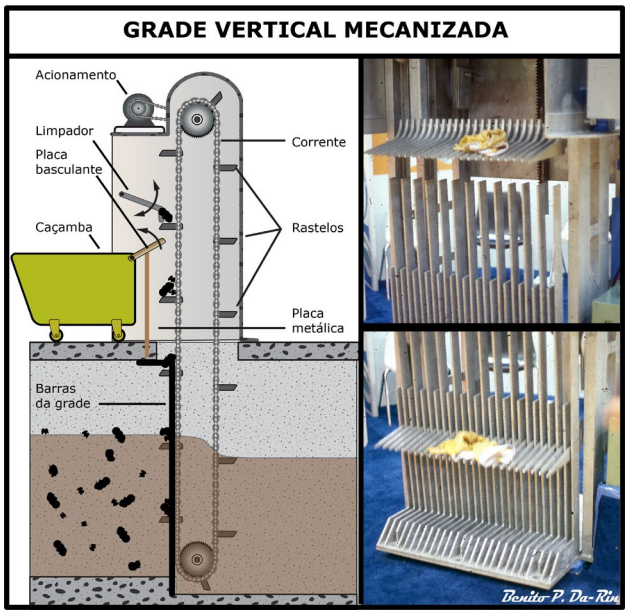


Figura 3-5 Grade vertical mecanizada

Já a Figura 3-5 mostra uma grade vertical mecanizada cuja limpeza é efetuada por um conjunto de lâminas presas a hastes transversais que se movem pela parte traseira da grade. Estas lâminas se projetam através das barras da grade e arrastam o material para fora do canal. No esquema da esquerda as hastes são acionadas por correntes que se movimentam continuamente no mesmo sentido. Nas fotos da direita, obtidas em uma exposição de equipamentos, são acionadas por mecanismo tipo vaivém.

Figura 3-6 Grade circular

Um tipo de grade mecanizada que apresenta vantagens particulares é a grade circular mostrada na Figura 3-6, foto obtida na antiga ETE Nantes, FR. Nelas, as barras da grade, em vez de peças metálicas retilíneas, assumem o formato curvilíneo de arcos de circunferência.

A grande vantagem apresentada por este tipo de unidade é que o dispositivo de limpeza não efetua movimentos repetitivos tipo vaivém nem é acionado por sistema de correntes, formas de acionamento notoriamente sujeitas a frequentes serviços de manutenção.

Como mostra o diagrama da Figura 3-7, o suporte do rastelo de uma grade circular executa um movimento circular lento, porém contínuo, sempre no mesmo sentido de rotação, acionado por um simples conjunto motor-redutor. Algumas vezes, como no caso do diagrama, há dois rastelos, um em

cada extremidade do suporte. Em outras, em uma das extremidades há apenas um contrapeso. Mas em qualquer caso o sistema é extraordinariamente simples e demanda muito pouca manutenção. A desvantagem é que não se adapta facilmente a canais profundos, sendo mais adequado para uso em canais rasos ou elevados.

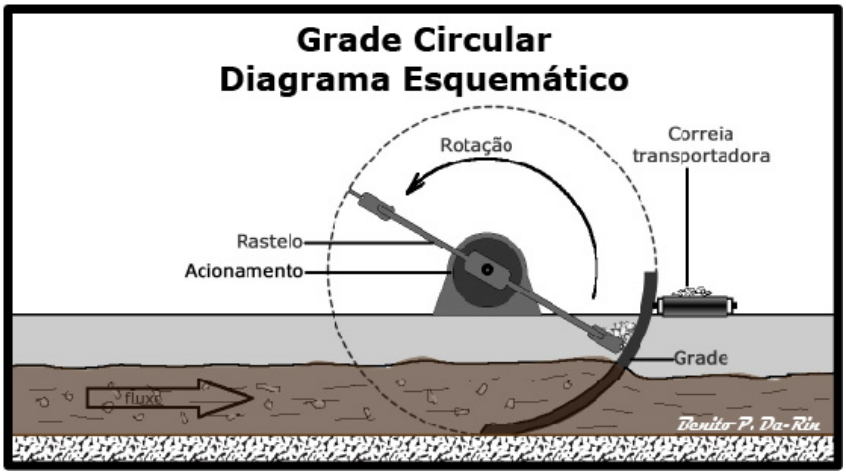


Figura 3-7 Grade circular - diagrama esquemático

Por recomendação da NBR 12.209, ETEs que se utilizam de grades de limpeza mecanizada devem ser dotadas desde a primeira etapa construtiva de pelo menos duas unidades, cada uma com capacidade de receber a vazão máxima afluente total, podendo uma delas ser utilizada como reserva (e, neste caso, pode ser uma unidade de limpeza manual).

Figura 3-8 Conjunto de grades: grosseira, limpeza mecanizada e manual

Ainda por recomendação da NBR 12.209, quando houver risco de danos ao equipamento de limpeza mecanizada deve ser instalada a montante desta unidade uma segunda grade, esta grosseira de limpeza manual.

A Figura 3-8, obtida na antiga ETE Asa Norte, Brasília, DF, ilustra exatamente esta configuração. Vê-se, em primeiro plano, uma grade grosseira de limpeza manual e em segundo plano, à esquerda, uma grade média vertical mecanizada e, à direita, uma grade média inclinada de limpeza manual para ser utilizada como reserva.

3.1.1.2 Crivos

Crivos são placas metálicas perfuradas e atravessadas pelos esgotos, que servem para reter os sólidos de dimensões superiores às suas perfurações como mostra a Figura 3-9.

Na parte inferior possuem uma pequena caçamba, que se encaixa embaixo e transversalmente no fundo do canal do crivo onde os sólidos removidos se depositam.

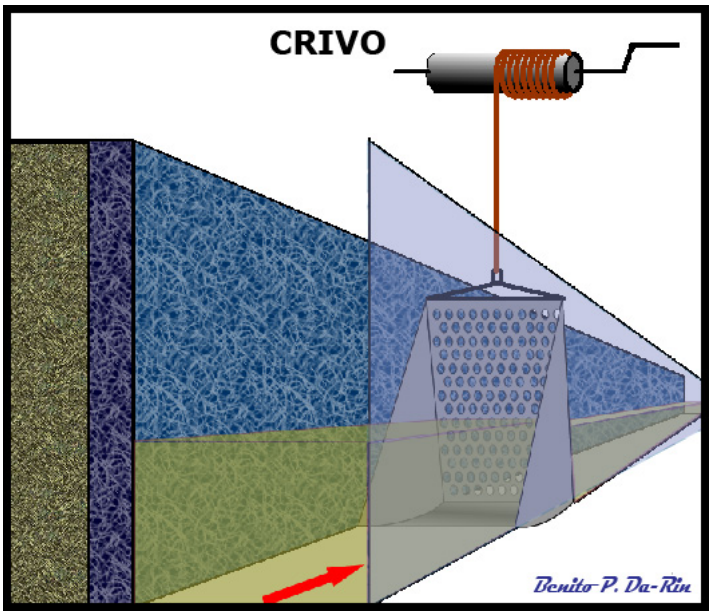


Figura 3-9 Crivo

A operação de limpeza é realizada da seguinte forma:

- fechar a comporta de montante do dispositivo;
- efetuar o içamento do dispositivo por meio de cabo de aço e manivela;
- remover manualmente os sólidos da caçamba;
- recolocar o dispositivo na posição de operação.

Importante

Os crivos são pouco usados devido à dificuldade em realizar a operação de limpeza e, também, à elevada perda de carga que provocam.

3.1.1.2.1.1 Desintegradores

Desintegradores ou trituradores são unidades comerciais que capturam os sólidos grosseiros do esgoto bruto, reduzem seu tamanho por trituração ou corte e, em seguida, devolvem o material ao esgoto. Geralmente utilizam lâminas giratórias, que se movimentam entre as fendas horizontais de um tambor vertical atravessado pelo esgoto. Os sólidos retidos entre as fendas sofrem redução de tamanho e penetram no tambor com o esgoto, sendo carreados para o interior da ETE.

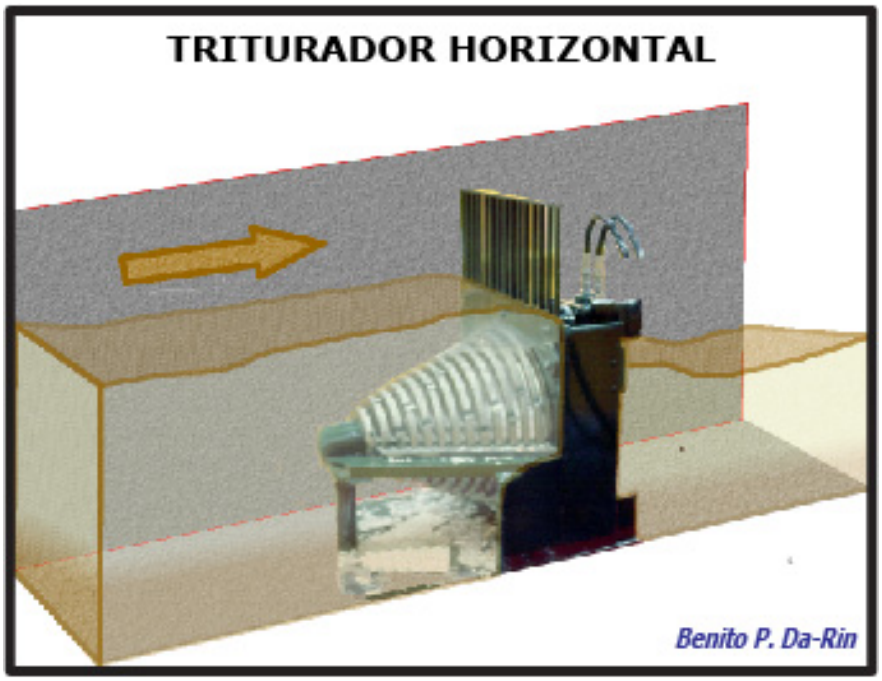


Figura 3-10 Triturador horizontal

Há trituradores de eixo horizontal ou vertical. A Figura 3-10 mostra o diagrama esquemático de uma unidade de eixo horizontal enquanto a Figura 3-11 mostra o diagrama e a foto das unidades de eixo vertical instaladas na ETE Topeka, KA – EUA.

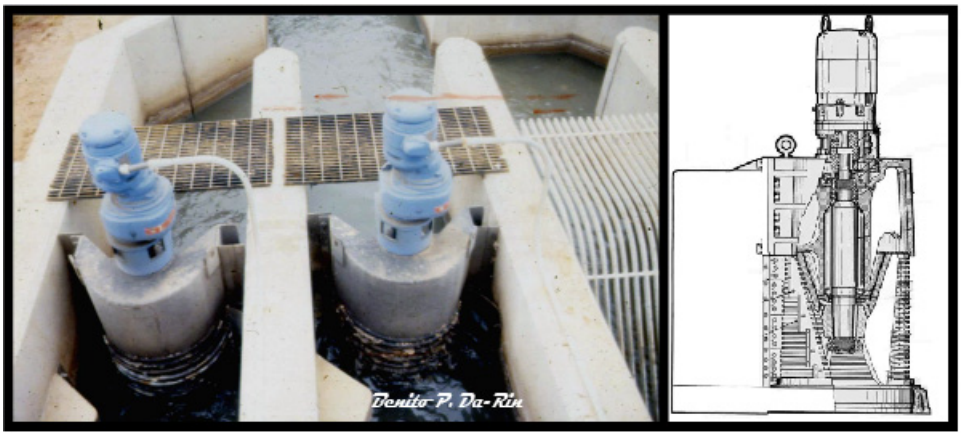


Figura 3-11 Triturador vertical - foto e esquema

Quando se usam desintegradores ou trituradores, mesmo nos casos em que são utilizadas mais de uma unidade, é aconselhável instalar uma grade de limpeza manual em um canal paralelo para ser usada nas ocasiões em que se necessita interromper o funcionamento da(s) unidade(s) trituradora(s) para manutenção – como ocorre no caso ilustrado pela Figura 3-11.

A vantagem dos dispositivos, apontada pelos fabricantes, é eliminar a necessidade das operações de remoção e destino final do material retido. Entretanto, existem desvantagens que precisam ser também consideradas, tais como: geram mau cheiro; sofrem abrasão pelas areias; colmatam com materiais fibrosos, como estopas e tecidos; e sobrecarregam decantadores e digestores.

3.1.1.3 Peneiramento e Micrograde amento

A operação de peneiramento ou micrograde amento consiste em fazer os esgotos atravessarem uma superfície vazada, formada por fios de aço ligeiramente espaçados, de modo a criar uma peneira ou grade de pequena abertura.

O espaçamento entre fios varia de 0,25 mm a 10 mm.

Micrograde s ou peneiras, quando de muito pequena abertura (menores que 3 mm), viabilizam a retenção de sólidos de dimensões extremamente reduzidas. Este fato permite a utilização do dispositivo para:

- substituir decantadores primários a montante da unidade de tratamento biológico, com menos de 30% da eficiência dos decantadores, porém com grande economia de área;
- remover sólidos flutuantes a montante de lançamento submarino de esgotos;
- remover algas de efluentes de lagoas de estabilização.

A distinção entre peneiras e micrograde s é sutil e em muitos casos os dispositivos se confundem. De maneira geral considera-se que o meio que o esgoto atravessa (e que retém os sólidos) nas peneiras são constituídas por telas metálicas enquanto micrograde s são formados por fios metálicos regularmente espaçados.

Peneiras podem ser planas ou tipo tambor rotativo. Já as micrograde s podem ser dos seguintes tipos:

- estáticas;
- de tambor rotativo com fluxo tangencial ou externo; e
- de tambor rotativo com fluxo axial ou interno.

Independentemente do tipo e da abertura, por exigência da NBR 12.209, toda micrograde ou peneira deve ser precedida de grade.

3.1.1.3.1 Peneiras

As peneiras são telas metálicas interpostas ao fluxo dos esgotos. Geralmente são utilizadas quando se deseja remover sólidos de pequenas dimensões.

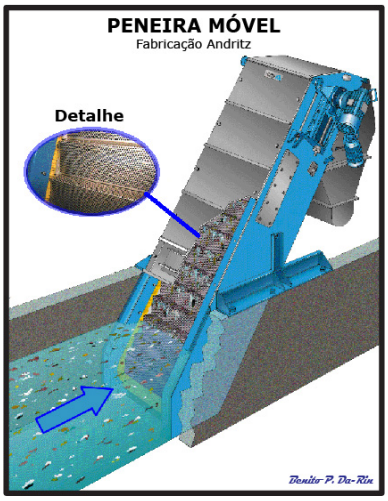


Figura 3-12 Peneira móvel

Podem ser montadas em discos rotativos, tambores giratórios ou molduras metálicas de acionamento vertical.

A remoção do material retido se dá por meio de jato de água sob pressão, que atravessa o dispositivo em sentido contrário ao fluxo dos esgotos. O volume do material retido pode ser estimado entre 15 l/hab. ano a 25 l/hab. ano.

A Figura 3-12 mostra o diagrama esquemático de uma peneira móvel tipo Aquascreen, fabricação Andritz, baseada em imagem do catálogo do fabricante.

Em casos especiais, quando há escassez de área disponível, dependendo do processo de tratamento subsequente pode-se utilizar peneiras de malhas finas em substituição aos decantadores. Porém peneiras permitem obter não mais que 15 % de eficiência de remoção de sólidos em suspensão.

Importante

As peneiras são raramente utilizadas para tratamento de esgotos, por serem facilmente sujeitas à obstrução.

3.1.1.3.2 Micrograde estáticas

As micrograde estáticas são constituídas por telas inclinadas atravessadas verticalmente pelo esgoto. O líquido escoa pela parte inferior. Os sólidos retidos "rolam" sobre a superfície inclinada das micrograde e caem em uma correia transportadora ou em um depósito externo tipo caçamba.

Para reduzir a possibilidade de colmatação, os fios metálicos que formam a micrograde estática têm uma secção cujo formato dificulta a acumulação de material entre os espaços. Note, no destaque do diagrama esquemático mostrado na Figura 3-13, que há um estreitamento do espaçamento entre fios seguido de um alargamento deste espaço. Com isto, a seção de escoamento sofre um estreitamento fazendo com que a velocidade do líquido atinja o valor máximo no trecho mais estreito, tendendo a arrastar para o interior da grade as partículas ali eventualmente retidas. Não obstante isto, micrograde estáticas devem ser submetidas pelo menos uma vez ao dia a uma lavagem com mangueira de alta pressão para limpar a superfície e desobstruir os espaçamentos.

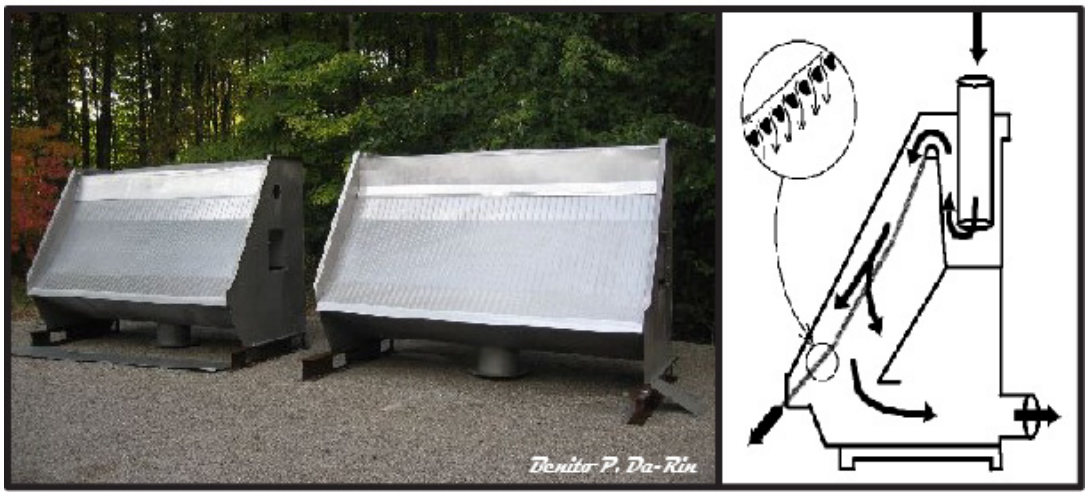


Figura 3-13 Micrograde estática - Foto e diagrama

A Figura 3-13mostra foto e diagrama de micrograde estáticas Hydrasieve de fabricação Andritz (note que as unidades da foto não estão instaladas, estão apenas apoiadas sobre o terreno).

3.1.1.3.3 Tambor rotativo de fluxo tangencial

Nas micrograde ou peneiras de tambor rotativo e fluxo tangencial o esgoto é lançado sobre a parte externa do trecho superior do tambor rotativo que constitui a superfície de peneiramento, de forma tal que o fluxo no tambor, o atravessa, e dele escapa pelo trecho inferior, atravessando-o novamente, desta vez de dentro para fora, como mostrado no diagrama da Figura 3-14.

As partículas transportadas pelo esgoto com diâmetro aparente superior à abertura da micrograde ficam retidas do lado externo do tambor e acabam sendo removidas por lâmina fixa, cuja função é raspar essa superfície à proporção que o tambor executa seu movimento de rotação. A lâmina remove as partículas e as descarrega em esteira ou parafuso transportador que leva o material para fora da unidade.

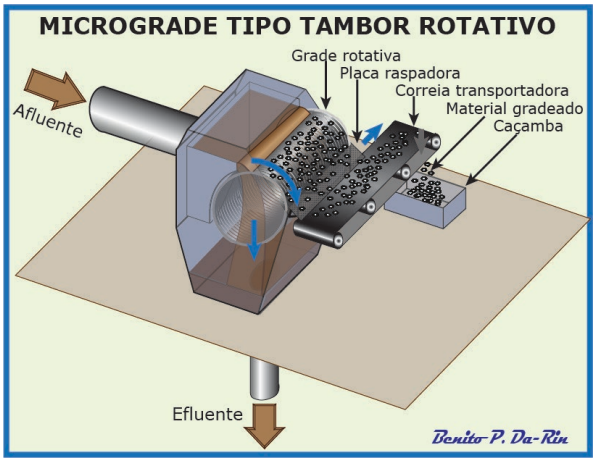


Figura 3-14 Micrograde tambor rotativo, fluxo tangencial

Mesmo após a passagem pela lâmina raspadora, algumas partículas permanecem no tambor, seja aderidas à superfície externa, seja presas nos interstícios dos fios metálicos da micrograde. Porém, como a micrograde é atravessada duas vezes pelo fluxo de esgoto em sentidos opostos, tais partículas tendem a ser removidas na parte de baixo, quando o esgoto atravessa o tambor de dentro para fora, e são carreadas juntamente com o efluente.

Grades deste tipo são, portanto, capazes de efetuar a chamada “autolimpeza”.

3.1.1.3.4 Tambor rotativo de fluxo axial

Micrograde de tambor rotativo de fluxo axial são semelhantes às de fluxo tangencial com uma diferença importante: o esgoto penetra no tambor por uma calha que o distribui longitudinalmente em toda extensão do cilindro e atravessa a malha filtrante apenas uma vez, de dentro para fora.

A remoção do material retido se dá por gravidade, pois o eixo do cilindro é inclinado em direção a uma de suas extremidades. Com isto, o próprio movimento giratório do tambor, juntamente com o turbilhonamento provocado pelo jato de esgoto, faz com que os sólidos retidos “rolem” no interior do tambor no sentido da extremidade mais baixa, de onde caem em correia transportadora ou dispositivo tipo caçamba que retém o material até que este seja encaminhado ao destino final (geralmente o mesmo aterro sanitário que recebe o lixo urbano da região).

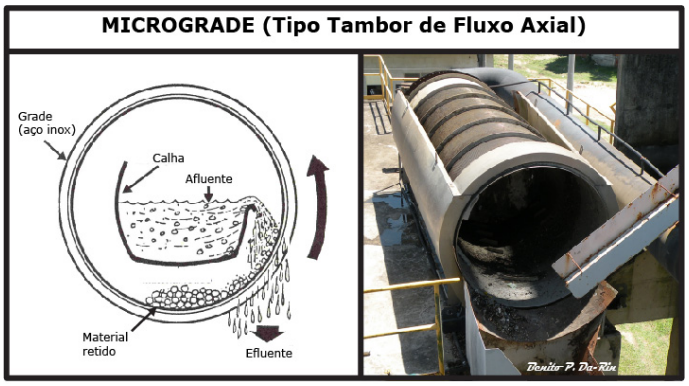


Figura 3-15 Micrograde tipo tambor de fluxo axial

A Figura 3-15 mostra o diagrama esquemático de uma micrograde tipo tambor rotativo de fluxo axial e, do lado direito, a foto de um destes dispositivos, usado na ETE Jardim Catarina, RJ.

3.1.2 Remoção de areias

A remoção de areias é promovida a montante de uma estação elevatória ou de tratamento de esgotos em dispositivos denominados "desarenadores" com o objetivo de:

- proteger da abrasão as bombas e tubulações;
- evitar o assoreamento de canalizações ou unidades de tratamento; e
- facilitar o transporte do material removido pelos decantadores.

Desarenadores separam as areias por diferença de densidade, já que tipicamente uma partícula de areia apresenta uma densidade de 2,65 que não apenas é maior que a da água como também é bastante superior à das demais partículas em suspensão nos esgotos (estas, de natureza predominantemente orgânica), o que permite remover apenas as areias, deixando que as demais partículas permaneçam em suspensão.

Isto é importante, já que as areias removidas dos esgotos são constituídas por substâncias minerais que, não sendo passíveis de decomposição, podem ser encaminhadas ao mesmo destino final dos sólidos grosseiros removidos na grade, enquanto as partículas de matéria orgânica necessitam de tratamento posterior antes do encaminhamento ao destino final e não devem ser removidas nos desarenadores – que por isso são concebidos para remover apenas areias. De acordo com a NBR 12.209 os desarenadores devem ser projetados para remover pelo menos 95% da massa das partículas com diâmetro equivalente igual ou superior a 0,2 mm e densidade 2,65. Ainda conforme a norma, desarenadores devem ser dimensionados para receberem a vazão máxima afluente à ETE.

Há desarenadores de dois tipos: os que separam areia por sedimentação e os que o fazem por meio da força centrífuga.

3.1.2.1 Desarenadores por sedimentação

As unidades de tratamento que promovem a separação das areias por sedimentação (caixas de areia) podem ser dos seguintes tipos:

- canal retangular em planta, fluxo horizontal e limpeza manual;
- canal retangular em planta, fluxo horizontal, mecanizada; e

- canal quadrado em planta, fluxo horizontal, mecanizada;

Denomina-se sedimentação ao fenômeno que ocorre nas suspensões em virtude do qual partículas com densidade superior à do líquido (e diâmetro superior a certo valor) se encaminham para o fundo pela ação da gravidade. Diz-se, então, que os sólidos **sedimentaram** e o líquido **decantou** (notar a diferença entre os termos técnicos "**decantação**", que se refere ao líquido que contém as partículas, e "**sedimentação**", que se refere às partículas que se dirigem para o fundo).

Há três tipos de sedimentação: discreta, floculenta e zonal. Nas ETEs, as areias, partículas de densidade muito mais alta que a da água (2,65) e que ocorrem em concentrações relativamente baixas, são removidas pela denominada "sedimentação discreta", na qual cada partícula mantém sua individualidade durante todo o trajeto em direção ao fundo (os dois outros tipos, floculenta e zonal, ocorrem, respectivamente, nos decantadores primários e nos decantadores secundários do processo de lodos ativados – Ver Anexo 2).

O parâmetro utilizado para dimensionamento de unidades que removem sólidos por sedimentação é a "taxa de escoamento superficial", que exprime a relação entre o volume de líquido decantado removido da unidade e a superfície horizontal desta mesma unidade. Este valor, sendo o quociente entre uma vazão e uma superfície, é dimensionalmente homogêneo a uma velocidade (na verdade, representa a velocidade na qual se movimentam em direção ao fundo as partículas que sedimentam) e costuma ser expresso em m/d (relação entre vazão efluente da unidade expressa em m^3/d e superfície horizontal da unidade expressa em m^2).

*É essencial não confundir a **taxa de escoamento superficial** (relação entre vazão de líquido decantado **removido** da superfície da unidade e esta superfície) com **taxa de aplicação superficial** (relação entre vazão de afluente bruto **introduzida** na unidade e sua superfície). Nas caixas de areia e decantadores primários, onde a vazão de líquido removida juntamente com os sólidos é pequena, a diferença entre ambas é desprezível. Mas nos decantadores secundários de lodos ativados, onde a vazão de líquido removida juntamente com o lodo (vazão de recirculação) é significativa, a diferença é considerável.*

O parâmetro básico de dimensionamento de desarenadores tipo canal (seja retangular ou quadrado, de limpeza manual ou mecanizada) é a taxa de escoamento superficial cujo valor, por exigência da NBR 12.209, deve se situar entre 600 m/d e 1.300 m/d. Caso a unidade não venha a ser sucedida por um decantador primário, a taxa não deve exceder 1.000 m/d. As unidades deste tipo devem ainda manter uma velocidade de escoamento longitudinal para a vazão máxima afluente entre os limites de 0,25 m/s e 0,40 m/s.

3.1.2.1.1 Caixa de areia de limpeza manual

Caixas de areia com remoção manual, por exigência da NBR 12.209, devem obrigatoriamente ser do tipo canal retangular de fluxo horizontal e dispor de uma unidade de reserva (para ser utilizada durante o período em que a areia estiver sendo removida, pois sendo a unidade de limpeza manual é necessário interromper o fluxo de esgotos para efetuar a limpeza). Ainda por exigência da norma, unidades deste tipo somente podem ser utilizadas em ETEs cuja vazão de dimensionamento é inferior a 100 L/s. Por isso caixas de areia tipo canal de limpeza manual são principalmente

utilizadas em ETEs de pequeno porte onde, em geral, a remoção de sólidos grosseiros se dá em unidades também de limpeza manual.

Nestes casos é frequente a adoção de um arranjo como o exibido na Figura 3-16 onde a unidade de reserva foi substituída por um canal de desvio e, por isso, não é recomendado pela NBR 12.209. Porém este arranjo é perfeitamente funcional pois, como o fluxo de esgotos é encaminhado para o canal de desvio apenas durante a operação de limpeza, por um período relativamente curto, a quantidade de areia que penetra na ETE é desprezível para todos os fins práticos.

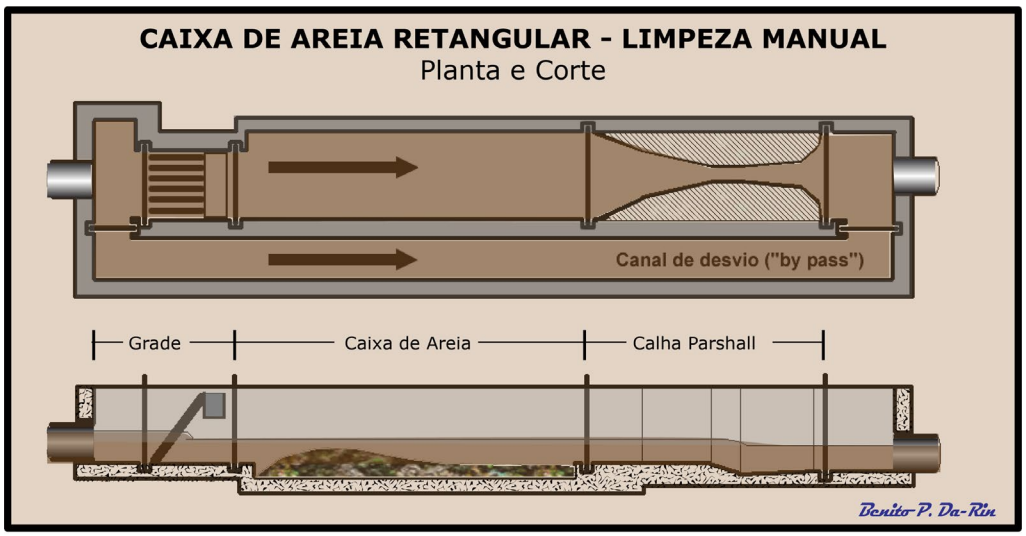


Figura 3-16 Tratamento preliminar - Arranjo típico para pequenas ETEs

Neste tipo de arranjo a Calha Parshall situada no final do conjunto desempenha um papel importante. Isto porque, além de propiciar a medição de vazão, controla o nível (pois mede a vazão por regime crítico, no qual o nível d'água no ponto de medição é proporcional à vazão), controlando assim o nível de água tanto no interior da caixa de areia quanto no canal da grade. Isto mantém as respectivas velocidades de escoamento longitudinal nos limites prescritos pela norma. Que, aliás, visando limitar a variação da velocidade de escoamento longitudinal, obriga a utilização de uma seção de controle a jusante de toda caixa de areia tipo canal retangular (seja ela de limpeza manual ou mecanizada), permitindo explicitamente que esta seção de controle seja uma Calha Parshall.

Figura 3-17 Tratamento Preliminar - ETE Maricá.

A Figura 3-17 mostra a utilização deste arranjo na ETE Maricá. RJ. Vê-se, em primeiro plano, a grade de limpeza manual seguida de duas caixas de areia tipo canal em paralelo (notar as comportas na entrada e saída de cada caixa para isolar a unidade e permitir a limpeza) e, ao fundo, a Calha Parshall.

Ainda por exigência da NBR 12.209, no fundo das caixas de areia tipo canal retangular e ao longo de toda sua largura e extensão, deve-se prever um volume adicional com profundidade mínima de 0,2 m para acumular a areia sedimentada.

O comprimento do canal deve ser, no mínimo, igual a quinze vezes a lâmina d'água correspondente à vazão de dimensionamento (vazão máxima afluente) podendo, para garantir a segurança do projeto, se estender até um comprimento igual a 22,5 vezes esta lâmina.

Nas unidades de limpeza manual o nível de areia deve ser medido periodicamente e, quando a capacidade máxima de acumulação for atingida, a unidade deve ser esgotada e a areia retirada por meio de pás, baldes ou caçambas.

3.1.2.1.2 Caixa de areia canal de limpeza mecanizada

O princípio de funcionamento das caixas de areia tipo canal de fluxo horizontal e limpeza mecanizada é o mesmo das caixas de limpeza manual: o afluente é encaminhado a um canal onde o escoamento é lamelar com baixa velocidade longitudinal, o que permite que as areias sedimentem no fundo e daí sejam removidas. As duas diferenças essenciais são a forma pela qual se dá a remoção da areia de seu interior e o porte, que em alguns casos pode ser muito grande (como as mostradas na Figura 3-18, de uma das ETEs da cidade de Philadelphia, PA-EUA, com vazão individual superior a 2.000 L/s).

No caso das caixas de areia tipo canal retangular (tanto as de limpeza manual quanto as de limpeza mecânica) o canal é, proporcionalmente, longo, estreito e relativamente fundo.

Neste tipo de unidade a areia sedimentada no fundo do canal é arrastada para uma de suas extremidades (em geral, como no caso da foto da Figura 3-18, a de montante) por um conjunto de lâminas raspadoras acionadas por um sistema de correntes, de onde é removida mecanicamente.

Figura 3-18 Caixa de areia tipo canal de limpeza mecanizada

Na caixa de areia que aparece vazia na Figura 3-18 pode-se perceber, ao fundo e junto à parede lateral, um trecho da corrente acionadora e, no centro, o mecanismo de remoção de areia tipo

"parafuso sem fim". As lâminas não são visíveis porque estão ocultas sob a camada de areia acumulada no fundo.

Por exigência da NBR 12.209, ETEs que utilizam caixas de areia de limpeza mecanizada (tanto as do tipo canal retangular quanto as dos demais tipos) devem dispor, desde a primeira etapa construtiva, de pelo menos duas unidades, cada uma com capacidade para receber a vazão afluente total. Caso uma delas seja utilizada como reserva instalada, poderá ser de limpeza não mecanizada. A Figura 3-8do item 3.1.1.1.1 é um bom exemplo deste arranjo. Nela, por detrás da grade de limpeza manual do lado direito da foto, há uma caixa de areia também de limpeza manual. Ambas as unidades funcionam como reserva instalada.

3.1.2.1.3 Caixa de areia quadrada em planta

Do ponto de vista hidráulico, o funcionamento de uma caixa de areia quadrada em planta é idêntico ao das demais caixas de areia tipo canal retangular.

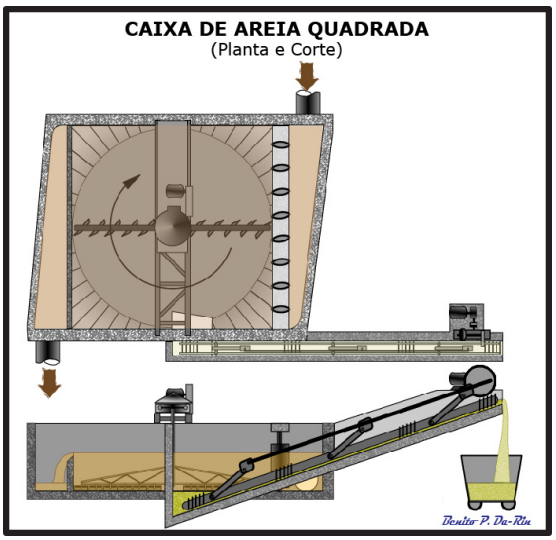


Figura 3-19 Caixa de Areia quadrada de fluxo horizontal

A diferença essencial está no formato do canal que, no caso das caixas e areia quadradas em planta, é muito mais curto e tem uma seção de vazão proporcionalmente muito mais larga e menos profunda que nas caixas tipo canal retangular – o que faz com que, em planta, o canal apresente um formato quadrado.

Um canal com este formato (largo e curto) apresenta a desvantagem de ser mais sujeito a perturbações no escoamento e formação de fluxos preferenciais na seção de vazão. Por outro lado, o formato quadrado permite usar um mecanismo de limpeza muito mais simples, confiável, barato e menos sujeito a manutenção, que consiste em um conjunto de lâminas raspadoras de fundo presas a uma estrutura giratória acionada por um simples conjunto motor-redutor. Um esquema deste arranjo é mostrado no diagrama da Figura 3-19.

Como se vê na figura, o mecanismo é bastante simples. O fundo do canal, nos "cantos" do quadrado, é inclinado no sentido do centro da caixa, o que faz com que as areias aí depositadas se dirijam para a parte central, circular, onde o fundo é plano. Esta região é continuamente percorrida pelas lâminas raspadoras, que empurram a areia, volta após volta, para a periferia do círculo. Nesta periferia, junto a uma das bordas laterais do canal, há uma depressão, ou poço, onde a areia é despejada e de onde é

removida por um dispositivo de raspagem tipo vaivém (como o da Figura 3-19), parafuso sem-fim ou similar.

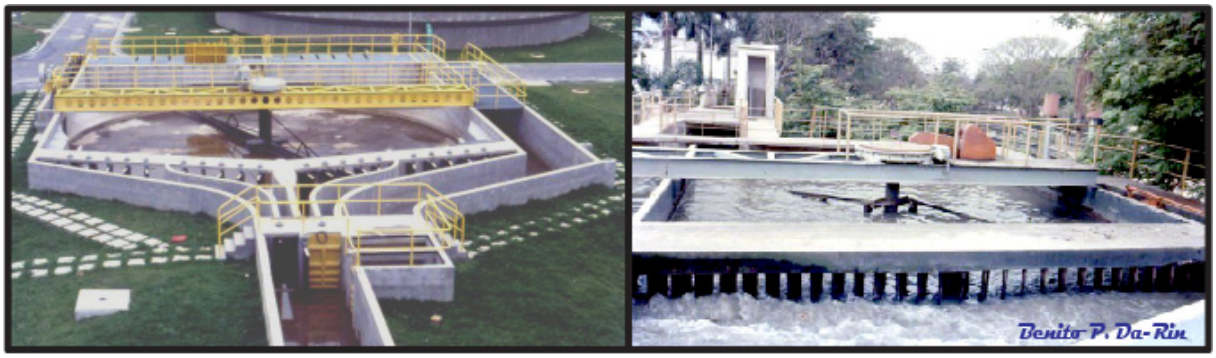


Figura 3-20 CA Quadradas - Vazia e cheia

O inconveniente deste tipo de unidade é a dificuldade em se conseguir uma distribuição uniforme do fluxo em toda a largura do canal. Para isto, na extremidade de montante do canal, são instaladas lâminas reguláveis direcionadoras do fluxo, que são vistas do lado direito da parte superior da Figura 3-19 e em primeiro plano nas caixas de areia da Figura 3-20 – esta última mostrando fotos de duas caixas de areia quadradas, a da esquerda vazia, vendo-se claramente em seu interior a estrutura de suporte das lâminas raspadoras de fundo e a da direita em pleno funcionamento, percebendo-se a ação disciplinadora de fluxo das lâminas direcionadoras.

3.1.2.2 Desarenadores que empregam força centrífuga

Diferentemente dos três tipos de desarenadores examinados no Item 3.1.2.1, que removem areia por sedimentação, os discutidos a seguir efetuam a separação das partículas de areia ainda por diferença de densidade, porém aproveitando-se da força centrífuga. Para isto, provocam um movimento circular ou helicoidal no fluxo do líquido no interior da unidade, movimento este que empurra as partículas de areia para a periferia, de onde escorrem para o fundo da unidade (desta vez, por ação gravidade) e são removidas por um meio mecânico.

3.1.2.2.1 Caixa de areia aerada

Caixas de areia aerada são canais retangulares nos quais se injeta ar comprimido liberado em um conjunto de difusores tipo bolhas grosseiras no fundo e ao longo de uma das paredes laterais. O ar produz bolhas que tendem a flutuar, formando uma “cortina” de bolhas ascendentes ao longo de toda a parede. Isto força o líquido a subir juntamente com as bolhas, causando um movimento de baixo para cima ao longo da parede onde se situam os difusores, que tem que ser compensado com um movimento de cima para baixo ao longo da parede oposta, o que faz com que o líquido, que sem este movimento escoaria longitudinalmente ao longo do tanque, passe a escoar em um fluxo helicoidal.

Caixas de areia aerada têm a largura aproximadamente igual à lâmina d’água (para facilitar a formação do fluxo helicoidal) e o fundo ligeiramente inclinado no sentido da parede onde as bolhas

são liberadas. A abaixo dos difusores e ao longo de toda extensão desta parede há um rebaixo no fundo do canal onde a areia se acumula, como mostra o diagrama da Figura 3-21,.

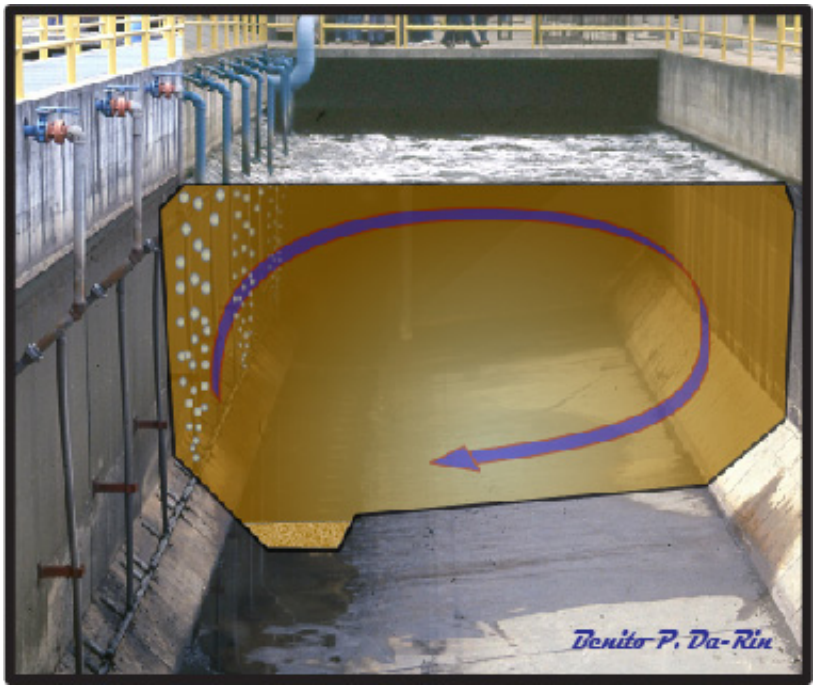


Figura 3-21 Caixa de Areia Aerada - Esquema

A remoção da areia deste rebaixo é feita mecanicamente seja por um dispositivo tipo parafuso sem fim que transporta continuamente as areias ali sedimentadas para a extremidade de montante, de onde são removidas por bombeamento (usando bombas resistentes à abrasão ou ejetores pneumáticos), seja por uma caçamba tipo "*clamshell*" presa a uma ponte móvel que percorre toda a extensão da caixa, como ocorre na caixa de areia exibida na Figura 3-20 (fotos obtidas na ETE Barueri, SP que mostram, à esquerda, a caixa vazia e à direita uma caixa idêntica, em plena carga).

O parâmetro básico de dimensionamento de caixas de areia aeradas é o tempo de detenção hidráulica referido à vazão máxima afluente que, de acordo com a NBR 12.209, deve ser igual ou superior a 3 min (e, segundo a boa prática de projeto, não deve exceder a 6 min).

Figura 3-22 Caixa de Areia Aerada - Grande porte

A velocidade média de escoamento longitudinal, ainda referida à vazão máxima afluente, não deve exceder 0,25 m/s e, para provocar o movimento helicoidal essencial ao funcionamento da unidade, ao longo de cada metro da parede lateral deve ser injetada uma vazão de ar entre 0,25 m^3/min e 0,75 m^3/min, sendo mais comum a vazão de 0,45 m^3/min.

Caixas de areia aeradas são extremamente eficientes, suportam grande variação de vazão, não exalam odores desagradáveis (graças à presença do oxigênio dissolvido devido à aeração) e produzem uma areia menos contaminada com matéria orgânica. Por outro lado, apresentam um custo construtivo maior e maior consumo de energia devido à necessidade de aeração.

3.1.2.2.2 Caixa de areia tipo "Vortex"

Caixas de areia tipo "Vortex" (vórtice, em português) também utilizam a força centrífuga para efetuar a separação entre líquido e areias.

Uma caixa de areia "Vortex" é constituída de um tanque de formato circular em planta no qual o esgoto afluente penetra tangencialmente pela parte superior. Esta entrada tangencial provoca um movimento de rotação do líquido no interior do tanque que gera uma força centrífuga que, por sua vez, empurra as partículas de areia, mais pesadas, para junto das paredes laterais de onde, por ação da gravidade, escorregam para o fundo da unidade.

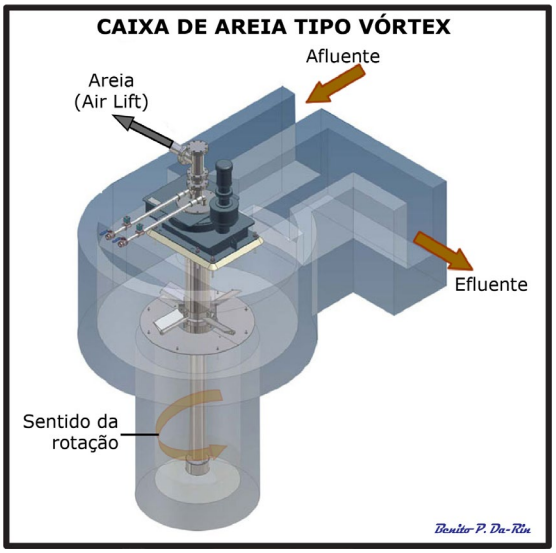


Figura 3-23 Caixa de Areia tipo "Vortex" - Esquema

Para permitir que a velocidade de rotação do líquido no interior do tanque circular seja suficiente para separar as areias mesmo nas ocasiões em que a vazão afluente é pequena, a unidade dispõe de um conjunto motor-redutor que aciona um eixo com pás giratórias no interior do tanque, como mostrado no diagrama esquemático da Figura 3-23. Este dispositivo mantém o movimento circular independentemente do valor da vazão afluente.

O líquido efluente é captado em um vertedor situado no alto da unidade e próximo a seu centro, onde o líquido é mais isento de areias, e daí encaminhado a um canal efluente.

As areias se depositam no fundo da unidade de onde são removidas, geralmente, por um ejetor pneumático (ou "*air lift*").

Figura 3-24 Caixa de Areia tipo "Vortex"

A Figura 3-24 mostra a caixa de areia tipo "Vortex" da ETE Topeka, KA – EUA.

De acordo com a NBR 12.209 o valor da velocidade de entrada do líquido na caixa de areia tipo "Vortex" deve se situar entre 0,75 m/s e 1,0 m/s enquanto a velocidade de saída deve ser igual ou menor que 0,7 m/s. O tempo de detenção hidráulica referido à vazão máxima deve ser igual ou superior a 25 s.

3.1.2.2.3 Ciclones

Ciclones são unidades compactas, formadas por tubo com um trecho cilíndrico seguido de um trecho tronco-cônico, inclinado cerca de 30º com a horizontal, como mostrado no diagrama esquemático da Figura 3-25.

Também eles promovem a separação das areias por ação de força centrífuga segundo o mesmo princípio das caixas de areia tipo "Vortex". A diferença é que ciclones são muito mais compactos, já que a velocidade de rotação em seu interior é muito maior.

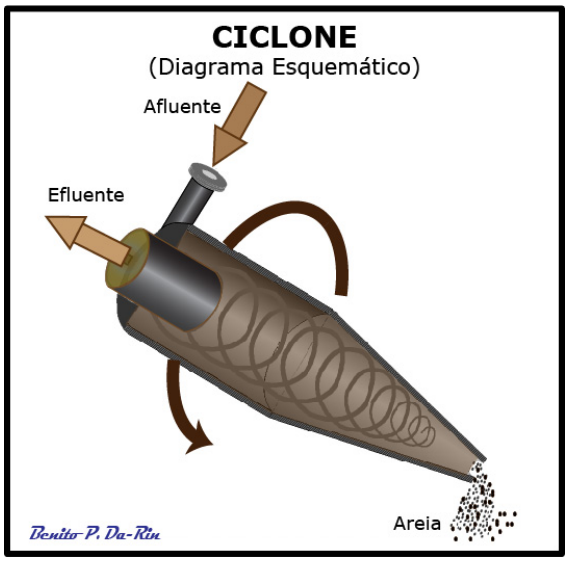


Figura 3-25 - Ciclone - Diagrama esquemático

O esgoto, contendo areias, é admitido tangencialmente em alta velocidade na parte mais alta do cilindro, o que provoca um forte movimento helicoidal do líquido no interior da unidade. A força centrífuga empurra as partículas em suspensão mais pesadas para junto das paredes internas, de modo que o efluente, retirado pelo centro da parte cilíndrica, é praticamente isento de areias.

As areias, por sua vez, por efeito da gravidade e da inclinação da unidade "rolam" para a parte mais estreita do trecho tronco-cônico, por onde são removidas.

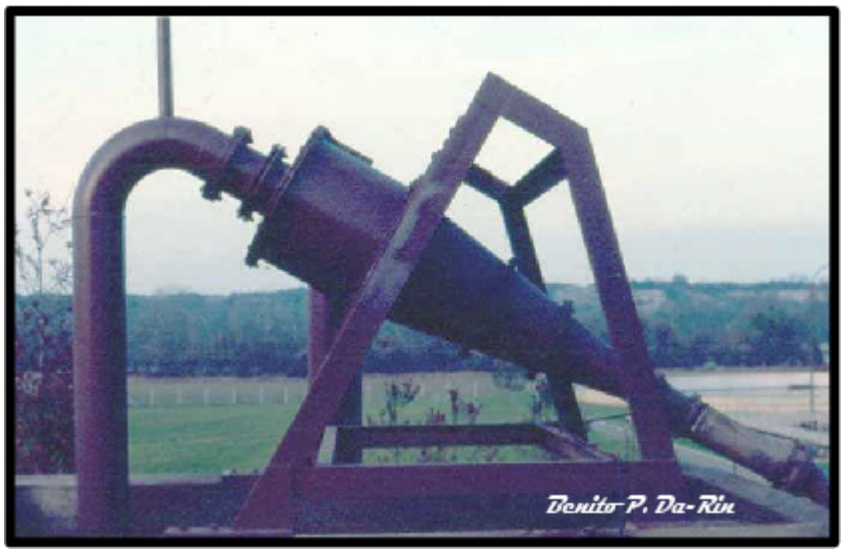


Figura 3-26 Ciclone

A Figura 3-26 mostra um ciclone instalado na ETE Mantes, FR, para remover areia do esgoto afluente. A NBR 12.209 menciona a possibilidade do uso de ciclones, mas não oferece recomendações nem faz exigências específicas para esta unidade, presumindo- se que a elas se apliquem as relativas aos desarenadores, quando couberem.

3.2 Tratamento primário e sistemas conjugados

O tratamento primário se destina, primordialmente, à remoção de partículas em suspensão por diferença de densidade. Como estas partículas são constituídas predominantemente por matéria orgânica, sua remoção implica reduzir a DBO do esgoto na faixa entre 20% a 65 %, dependendo do processo. Caso as condições do corpo receptor suportem a carga orgânica remanescente, o efluente do tratamento primário pode ser lançado diretamente a esse corpo receptor. Caso contrário, o tratamento primário é utilizado como condicionamento do efluente para certos processos biológicos como a filtração biológica e a maioria das variantes dos lodos ativados.

Os sólidos removidos pelo tratamento primário constituem o chamado "lodo primário" e, devido à sua natureza predominantemente orgânica, devem ser submetidos a um tratamento posterior.

Observação

Em função de sua importância no funcionamento da ETE o tratamento posterior do lodo primário será

examinado com maior profundidade no Item 9.

A segui, vamos analisar as operações destinadas à remoção de sólidos em suspensão, isto é, a decantação (sem e com a adição de coagulantes), a flotação e os sistemas conjugados, que incluem a fossa séptica e os tanques Imhoff.

3.2.1 Decantação

A operação mais amplamente empregada para a remoção de sólidos em suspensão é a decantação, seja simples, seja com adição de produtos químicos. Ambos os fenômenos se desenrolam em unidades de tratamento denominadas decantadores, como os mostrados na Figura 3-27 (foto obtida na ETE Leavenworth, KS, EUA).

Figura 3-27 - Decantadores primários circulares

A adição de coagulantes ou polieletrólitos aumenta a eficiência da decantação, pois os flocos formados no processo tendem a capturar e levar para o fundo partículas de pequenas dimensões não removíveis pela sedimentação simples. No entanto seus custos operacionais são relativamente elevados em virtude dos gastos com os produtos químicos que precisam ser adicionadas para que se tenha um aumento significativo na eficiência do decantador. Por outro lado, a decantação simples em geral é suficiente para atingir os requisitos de condicionamento para os processos usuais de tratamento biológico. Por isso a adição de coagulantes ou polieletrólitos ao esgoto bruto havia caído praticamente em desuso para o tratamento de esgotos sanitários.

No final do século passado, no entanto, pesquisas conduzidas nos EUA determinaram que, caso certas condições fossem atendidas, a adição conjunta de pequenas dosagens de polieletrólitos e cloreto férrico exerciam um forte efeito sinérgico que potencializava a ação de ambas as substâncias, permitindo que fossem atingidas remoções de carga orgânica e sólidos em suspensão bastante elevadas a custos aceitáveis. Isto fez com que a coagulação química voltasse a ser empregada no tratamento primário em ETEs modernas.

O processo "Tratamento Primário Quimicamente Aprimorado" ou TPQA (em inglês, "*Chemically Enhanced Primary Treatment*" ou CEPT), será discutido no Item 3.2.1.2.

3.2.1.1 Decantação Simples

Os decantadores utilizados para o tratamento primário são tanques nos quais os esgotos fluem lentamente de forma a permitir que as partículas sedimentáveis se depositem no fundo e os sólidos flutuantes se dirijam à superfície.

A sedimentação típica dos decantadores primários é a "decantação floculenta". Este tipo de sedimentação ocorre em suspensões de partículas não muito concentradas e capazes de coalescer (aglutinar-se), formando flocos que sedimentam como partículas individuais de diâmetro variável (já que ao se deslocar em sua trajetória para o fundo, o floco coalesce com outras partículas e isto faz com que seu diâmetro aparente aumente).

A principal característica da sedimentação floculenta é a variação da velocidade de sedimentação da partícula (ou do floco) durante o trajeto. Isto porque, como sabemos, a velocidade de sedimentação depende, entre outros fatores, do diâmetro da partícula. E, como o diâmetro aparente do floco aumenta durante o processo, sua velocidade de sedimentação igualmente aumentará. Se, a título de exemplo, acompanharmos a trajetória de uma partícula na direção do fundo em um decantador retangular, perceberemos que sua trajetória será uma curva cujo grau de curvatura mais se acentua quanto maior a distância vertical percorrida.

Considerando-se o grande número de fatores que influenciam a formação do floco e a complexidade do fenômeno, ainda não foi possível desenvolver um modelo matemático para simular a sedimentação primária de esgotos. Se o tipo de esgoto for muito específico, como certos despejos industriais de características pouco conhecidas, recomenda-se efetuar ensaios em escala piloto para determinar as chamadas "curvas de sedimentação" (ver anexo 2) que fornecerão os parâmetros de dimensionamento da unidade. No caso dos esgotos sanitários predominantemente de origem doméstica, cuja natureza é sobejamente conhecida, pode-se usar como principal parâmetro de dimensionamento a Taxa de Escoamento Superficial, escolhendo-se um valor no interior da faixa recomendada pela literatura técnica pertinente e que satisfaça as exigências na NBR 12.209.

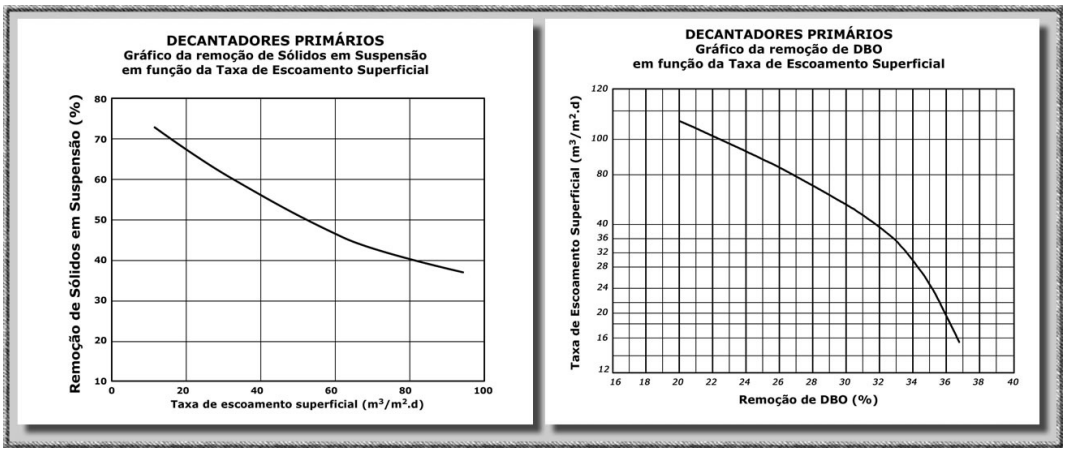


Figura 3-28 - Remoções de SS e DBO em decantadores primários

A Figura 3-28, que integrava uma antiga versão da norma brasileira de projetos de ETEs (a P-NB-570 da ABNT) mostra eficiências de remoções típicas de Sólidos em Suspensão e carga orgânica (expressa em termos de DBO) em função da Taxa de Escoamento Superficial sobre um decantador primário recebendo esgotos sanitários de origem predominantemente doméstica sem a adição de

produtos químicos. De seu exame percebe-se que tais unidades podem proporcionar uma remoção de sólidos em suspensão aproximadamente de 35% a 75% e remoções de carga orgânica aproximadamente de 20% a 40%, dependendo da Taxa de Escoamento superficial utilizada.

Os sólidos sedimentados no fundo do decantador primário formam o chamado lodo primário, constituído predominantemente por matéria orgânica putrescível – que, dependendo da extensão da rede e do estado de septicidade dos esgotos, já pode ter iniciado seu processo de decomposição – e uma concentração muito elevada de organismos patogênicos. Trata-se de material de aparência desagradável, que exala odores mefíticos e cujo manejo deve ser feito com os devidos cuidados.

A produção de lodo em termos de massa de sólidos secos pode ser estimada conhecendo-se a concentração destes sólidos no afluente bruto e sua eficiência de remoção no decantador. Já a produção em termos de volume de lodo pode ser estimada conhecendo-se a massa de sólidos secos removida e o teor de sólidos com que o lodo é retirado do fundo do decantador. Nas condições climáticas vigentes na maioria dos estados brasileiros, dependendo da forma de operação, do intervalo entre remoções sucessivas e das características do lodo, espera-se remover lodo primário com um teor de sólidos na faixa dos 2% a 5%.

A remoção do lodo depositado no fundo do decantador pode ser feita por:

- simples pressão hidrostática (decantadores não mecanizados, ou tipo Dortmund); ou
- dispositivos mecânicos, que raspam o material depositado no fundo, encaminhando-o para um poço do qual é retirado por sucção ou simples pressão hidrostática.

O material flutuante (escuma) é removido da superfície líquida por uma lâmina parcialmente emersa que o encaminha para um recipiente junto à superfície do decantador do qual é removido por gravidade e, geralmente, conduzido ao mesmo destino do lodo. A NBR 12.209 dispõe que, no caso de decantador retangular, o dispositivo de arraste de escuma pode ser constituído pelo próprio mecanismo de remoção do lodo (ver Figura 3-34) e, no caso de decantadores circulares, por uma lâmina horizontal que se desloca na superfície acoplada ao mesmo dispositivo que movimenta as lâminas raspadoras de fundo. Em ambos os casos as lâminas se movimentam pela superfície arrastando a escuma para uma calha transversal, no caso dos decantadores retangulares, ou para uma caixa coletora situada junto à periferia, no caso das unidades circulares, como a assinalada no diagrama esquemático da Figura 3-32.

Na imensa maioria dos casos a escuma é encaminhada para o mesmo tratamento do lodo.

Quanto à forma em planta, os decantadores podem ser circulares ou retangulares. A adoção dos circulares resulta em menor aproveitamento da área disponível, porém seus mecanismos de remoção de lodo são mais simples e eficientes.

De acordo com a NBR 12.209, decantadores primários devem ser dimensionados para a vazão máxima afluente, em relação à qual o tempo de detenção hidráulica deve ser superior a 1h (e, para fins de verificação, deve ser inferior a 3h quando referido à vazão média afluente). O principal parâmetro de dimensionamento é a Taxa de Escoamento Superficial, que não deve ultrapassar 60 $m^3/m^2.d$ quando o decantador preceder filtros biológicos, podendo chegar a 90 $m^3/m^2.d$ quando for adotado o processo TPQA (ver Item 3.2.1.2) ou quando o decantador fizer parte da fase primária do processo de tratamento por lodos ativados.

Por exigência da NBR 12.209 a taxa de escoamento sobre a unidade de comprimento do vertedor de saída não deve ser superior a 500 $m^3/m.d$. Nos decantadores circulares, na grande maioria dos casos, vertedouros como os das unidades mostradas na Figura 3-27, que se estendem por toda a

circunferência do espelho d'água, em geral oferecem comprimento suficiente para satisfazer esta condição. No entanto, se a variação de vazão for muito grande ou a taxa de escoamento superficial se situar próxima do limite admissível, o comprimento da circunferência pode não ser suficiente para garantir a taxa desejada. Nestes casos a solução é adotar um canal suspenso, circular, próximo à periferia do decantador, dotado de vertedouros em ambos os lados, como o mostrado no lado esquerdo da Figura 3-29. Já nos decantadores retangulares, raramente o comprimento do lado menor (que se situa a jusante) é suficiente para que o limite imposto pela norma não seja excedido. Adota-se, então, a solução exibida no lado direito da mesma figura (foto obtida na extremidade de jusante de um dos decantadores primários da ETE Barueri, SP): a implantação de um vertedouro com formato em ziguezague que garante a extensão mínima necessária.

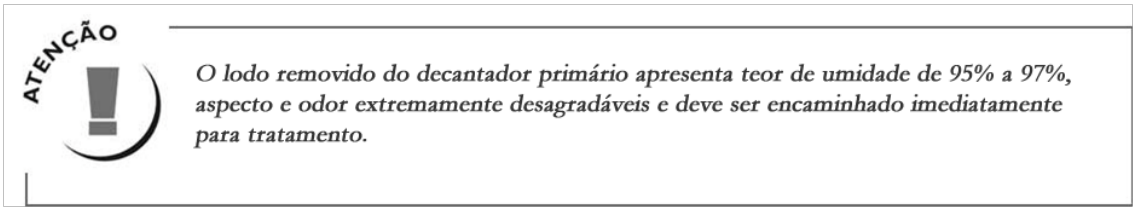
Figura 3-29 Vertedouros de saída – Decantador circular e retangular

O dimensionamento de decantadores primários deve levar em conta o volume do lodo removido, assim como a massa de sólidos em suspensão nele contida (e, por via de consequência, seu teor de sólidos), a frequência com que se executa a operação de remoção de lodo e o tipo de dispositivo utilizado para este fim (considerando equivalentes, para efeitos práticos, os teores de sólidos em suspensão e totais no lodo removido, como recomenda a NBR 12.209).

Ainda segundo a norma, ETEs com vazão de dimensionamento superior a 250 L/s devem dispor de mais de um decantador primário desde a primeira etapa de construção.

Em qualquer tipo de decantador, ainda segundo a NBR 12.209, a tubulação de remoção de lodo deve ter diâmetro igual ou superior a 150 mm, tubulações de transporte de lodo por gravidade devem ter declividade mínima de 3% e, finalmente, o poço de acumulação de lodo no fundo do decantador deve ter paredes com inclinação igual ou superior a 1,5:1,0 (vertical: horizontal) e base horizontal com dimensão mínima de 0,6m.

A NBR 12.209 recomenda ainda que o dispositivo de remoção de lodo do decantador deve, preferencialmente, permitir que o lodo removido seja observado e controlado e que seja instalado dispositivo de medição da vazão removida.



3.2.1.1.1 Decantadores não mecanizados

Os decantadores não-mecanizados, também conhecidos como “decantadores Dortmund”, geralmente, são de pequeno porte. Seu fundo é cônico ou piramidal (caso sejam em planta, respectivamente circulares ou quadrados) encimado por um trecho com paredes verticais – trecho este que, por exigência da NBR 12.209, deve ter uma profundidade mínima de 0,5m.

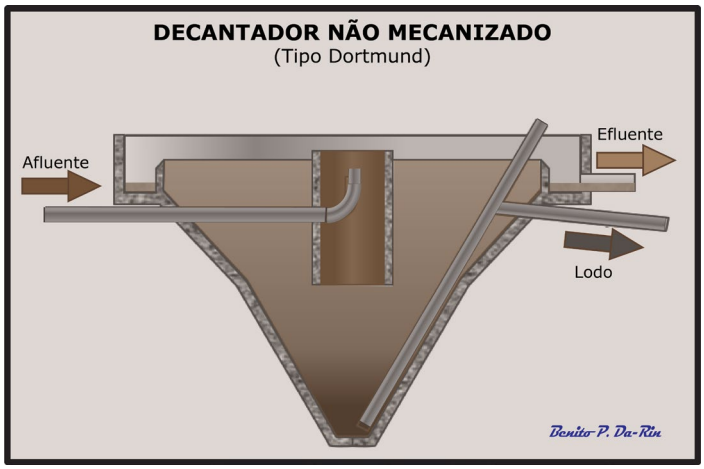


Figura 3-30 Decantador não mecanizado

O esgoto afluente é introduzido no centro da unidade, no interior de um disciplinador de fluxo, uma peça cilíndrica ou prismática que se projeta alguns centímetros acima do nível máximo do líquido, aberta no topo e na base (que desce até cerca de 1/3 ou ½ da profundidade do tanque e, por recomendação da NBR 12.209, não deve ter imersão menor que 0,8m) cuja função é forçar o líquido a se encaminhar para baixo, impedindo assim a formação de correntes preferenciais junto a superfície.

O afluente, ao deixar o disciplinador de fluxo, escoa para o vertedouro periférico de onde verte para canal que circunda o tanque e desagua em canal ou tubulação que transporta o efluente, nesse caso o “esgoto primário”. Já as partículas sólidas sedimentam no fundo e aí se acumulam e adensam durante o intervalo entre descargas.

As descargas são efetuadas em intervalos regulares pelo operador, que abre o registro da tubulação de saída de lodo (o trecho inclinado para a direita e marcado como “Lodo” na Figura 3-30) e que se comunica com o poço de lodo pela tubulação que parte deste poço, no fundo da unidade, e sobe até acima da superfície líquida. A extremidade superior desta última tubulação é aberta para permitir a introdução de uma vara visando eliminar eventuais obstruções da extremidade oposta.

Deve-se notar que neste tipo de unidade o lodo é impelido para fora exclusivamente pela ação da carga hidráulica, ou seja, a pressão hidrostática provocada pela diferença de altura entre o nível d’água e a cota do ponto mais alto da tubulação de remoção do lodo. A NBR 12.209 estabelece que esta carga deve ser igual a cinco vezes a perda de carga calculada para água e nunca inferior a 1.0 m.

A duração dos intervalos entre descargas deve ser cuidadosamente estabelecida pelo operador. Isto porque, em princípio, os intervalos devem ser tão grandes quanto possível, já que quanto mais tempo o lodo permanecer em repouso no fundo do decantador mais ele se adensará e menor quantidade de água intersticial será removida juntamente com os sólidos (ou seja: quanto maior o intervalo, maior o teor de sólidos no lodo e menor o volume de lodo necessário para remover a mesma massa de

sólidos). Por outro lado, intervalos excessivamente grandes, combinados com as condições anóxicas (ou seja, ausência de oxigênio dissolvido) prevalecentes no fundo da unidade podem fazer com que a matéria orgânica do lodo aí acumulado entre em decomposição, com a consequente formação de bolhas de gás. Estas bolhas, geradas no interior da massa de lodo, tendem a flutuar e arrastar com elas para a superfície o lodo já sedimentado, que então se perde pelo vertedouro de saída, deteriorando a qualidade do efluente.

Por isso o intervalo entre descargas deve ajustado pelo operador de modo a ser suficiente para permitir o máximo adensamento do lodo, porém não tão grande a ponto de provocar o início do fenômeno de decomposição da matéria orgânica do lodo. O principal fator determinante de sua duração é a temperatura do líquido. Temperaturas baixas inibem a atividade anaeróbia no fundo da unidade e retardam o início da putrefação, permitindo intervalos mais longos. Em locais de clima muito frio pode-se chegar a intervalos da ordem de oito horas. No verão carioca dificilmente se pode passar de duas horas. Na maioria dos estados brasileiros, intervalos com duração média de cerca de três horas podem ser considerados razoáveis.

Importante

O mesmo fenômeno (tendência da matéria orgânica do lodo entrar em decomposição caso permaneça por tempo demasiadamente longo no fundo dos decantadores) ocorre seja qual for o tipo de unidade, mecanizada ou não. Portanto os dispositivos de remoção de lodo dos decantadores primários mecanizados, discutidos no próximo Item, devem ser cercados dos mesmos cuidados que levam ao estabelecimento do intervalo entre descargas de lodo nas unidades sem remoção mecanizada.

Segundo a NBR 12.209 a inclinação das paredes do fundo (abaixo do trecho vertical) deve ser igual ou superior a 1,5:1,0 (vertical: horizontal) e a base horizontal do fundo da unidade deve ter diâmetro ou diagonal igual ou superior a 0,7m. Neste tipo de decantadores, a profundidade útil a ser considerada vai desde o nível d'água até o terço superior do trecho de paredes inclinadas.

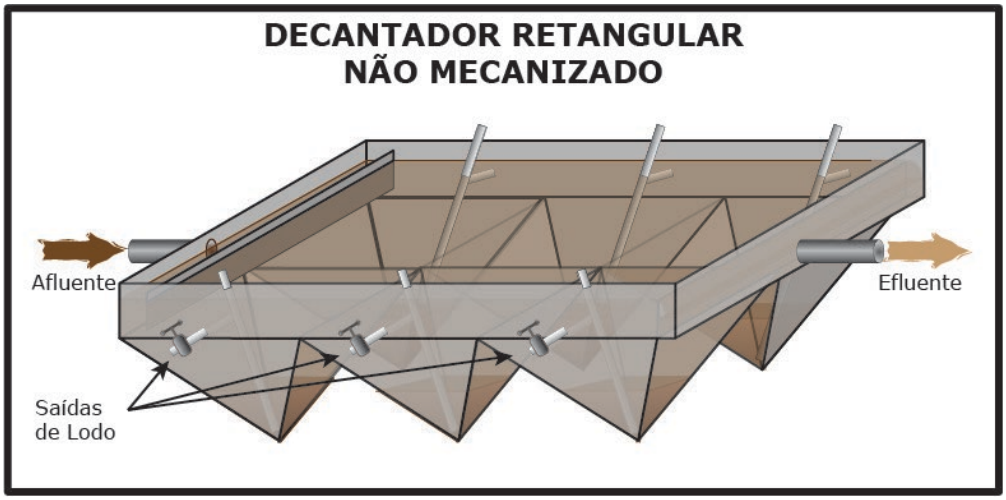


Figura 3-31 Decantador retangular não mecanizado

A NBR 12.209 admite o uso de decantadores primários não mecanizados de formato retangular em planta. Neste caso a alimentação deve ser feita pelo lado menor, o fluxo deve atravessar a unidade longitudinalmente com velocidade horizontal igual ou inferior a 0,05 m/s e o fundo da unidade deve ser constituído por um conjunto de poços em forma de pirâmides invertidas, com base quadrada de lado não inferior a 5,0m e dotados de descargas individuais de lodo, como ilustrado pelo diagrama esquemático da Figura 3-31.

3.2.1.1.2 Decantadores mecanizados

Os decantadores de limpeza mecanizada podem ter fundo plano ou pouco inclinado (com inclinação de até 1:12). As paredes são verticais exceto no chamado "poço de lodo", localizado no centro do fundo da unidade, para onde o lodo é encaminhado pelo dispositivo mecânico de raspagem (e, neste caso, a inclinação das paredes deste poço deve ser igual ou superior a 1.5:1,0 – vertical: horizontal). Esta configuração permite que a profundidade útil (ou lâmina d'água) seja bem menor que a das unidades não mecanizadas de mesma capacidade. Isto implica grande economia tanto em escavação quanto em estrutura, essencial em unidades de porte médio a grande e suficiente para compensar os custos de instalação e manutenção dos dispositivos mecânicos de remoção de lodo.

Conforme recomendação da NBR 12.209, a profundidade útil de água no interior de um decantador de limpeza mecanizada (altura do trecho molhado da parede vertical) deve ser igual ou superior a 3,5 m (notar que este é o valor mínimo exigido por norma; a tendência moderna, especialmente em unidades de grande porte, é usar profundidades maiores, situadas na faixa entre 4 m e 6 m). Ainda segundo a norma, o volume útil do decantador (que será usado para o cálculo de parâmetros como o tempo de detenção hidráulica, por exemplo) será definido como o produto desta profundidade útil pela área de decantação (ou superfície horizontal do espelho d'água da unidade).

Nos decantadores retangulares (ver Figura 3-33) a norma determina que a relação comprimento: profundidade útil deve ser igual ou superior a 4:1; a relação largura: profundidade útil deve ser igual ou superior a 2:1; e a relação comprimento: largura deve ser obrigatoriamente superior a 2:1 e preferentemente superior a 4:1. A velocidade máxima de escoamento longitudinal deve ser de 0,05 m/s exceto quando o decantador primário recebe o excesso de lodo biológico proveniente do processo de lodos ativados, quando este valor não deve exceder 0,02 m/s.

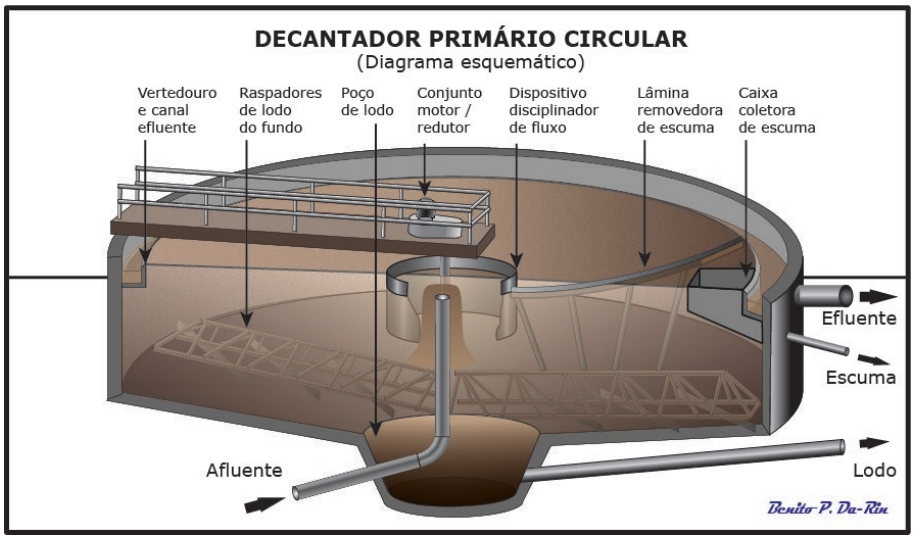


Figura 3-32 Decantador circular mecanizado

O afluente deve ser introduzido no decantador por um dispositivo que evite a formação de vórtices. Nos decantadores circulares a admissão é feita pelo centro e a retirada do efluente pela periferia, como mostra a Figura 3-32. Nos decantadores retangulares a admissão se dá por um dos lados de menor dimensão e a retirada do efluente pelo lado oposto e, segundo a NBR 12.209, a alimentação deve ser criteriosamente repartida visando garantir a distribuição homogênea da vazão e evitar formação de correntes preferenciais.

Ainda por recomendação da norma, nos decantadores retangulares esta homogeneização pode ser obtida distribuindo-se a vazão afluente por diversos pontos de entrada na parede de montante e instalando-se em frente a eles um anteparo transversal, vertical. No caso de decantadores circulares o dispositivo disciplinador de fluxo deve ser semelhante ao usado nos decantadores não mecanizados e descrito no Item anterior.

Os dispositivos de saída são, em geral, vertedores simples, calhas ou vertedores múltiplos, como os mostrados na Figura 3-29, sempre obedecendo ao limite de taxa de escoamento de 500 $m^3/m.d$ estabelecido por norma.

Decantadores primários circulares mecanizados devem ter o fundo inclinado no sentido do centro, onde se localiza o poço de acumulação de lodo, com inclinação mínima de 1:12 (vertical: horizontal), por exigência da NBR 12.209;

A remoção do lodo depositado no fundo deve ser feita tomando os cuidados mencionados no Item anterior para evitar que esse material entre em decomposição anaeróbia dentro da unidade e flutue, arrastado pelas bolhas de gás formadas no processo. Quando possível esta remoção deve ser feita de maneira contínua.

A limpeza mecanizada consiste na instalação de um dispositivo raspador do fundo do decantador que encaminha os sólidos ali sedimentados para um poço, de onde o lodo é removido por simples pressão hidrostática ou por sucção através de bombas.

Segundo o estabelecido na NBR 12.209, no caso dos decantadores circulares o dispositivo de raspagem de fundo pode ser constituído por uma ou mais lâminas raspadoras presas a ponte móvel acionada por tração central ou periférica (ver Figura 3-32) cuja velocidade periférica de deslocamento deve ser igual ou inferior a 0,04 m/s.

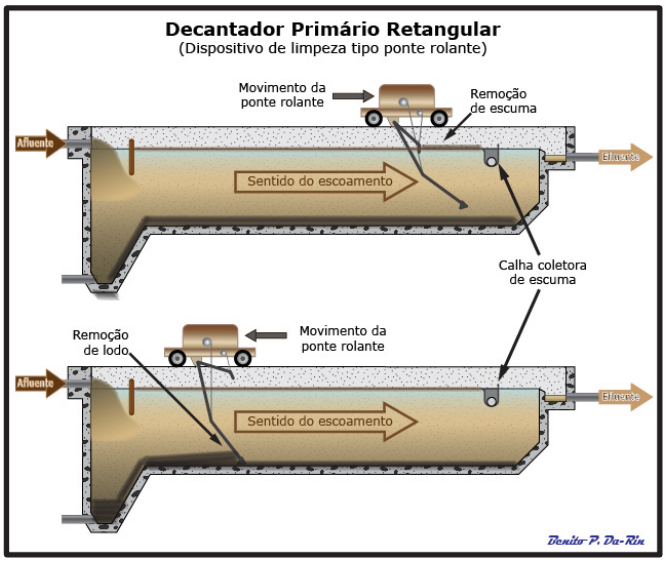


Figura 3-33 Decantador retangular - Limpeza por ponte rolante

Já no caso de unidades retangulares o dispositivo de raspagem pode ser constituído de lâmina única transportada por ponte rolante ou um conjunto de lâminas presas a um par de correntes acionadas por um conjunto motor-redutor e sistema de engrenagens. Em qualquer caso a velocidade de deslocamento da(s) lâmina(s) não deve exceder a 0,02 m/s e, tanto no caso das unidades circulares quanto no das retangulares, a NBR 12.209 dispõe que os dispositivos de remoção de lodo devem ser constituídos de materiais resistentes à corrosão e abrasão.

A Figura 3-33 mostra o diagrama esquemático de um decantador retangular com limpeza por lâminas raspadoras de fundo e superfície (esta, para remover escuma) transportadas por ponte rolante.

Na parte de baixo vê-se a lâmina raspadora de fundo abaixada, empurrando o lodo para o poço situado junto à parede de jusante, enquanto a lâmina raspadora de escuma permanece alçada acima do nível d'água. Na parte superior vê-se o que ocorre quando a ponte rolante inverte seu movimento e se desloca para a extremidade de jusante. Neste caso, a lâmina raspadora do fundo se levanta enquanto a lâmina raspadora da superfície é abaixada e empurra a escuma para uma calha que a recebe e retira do tanque.

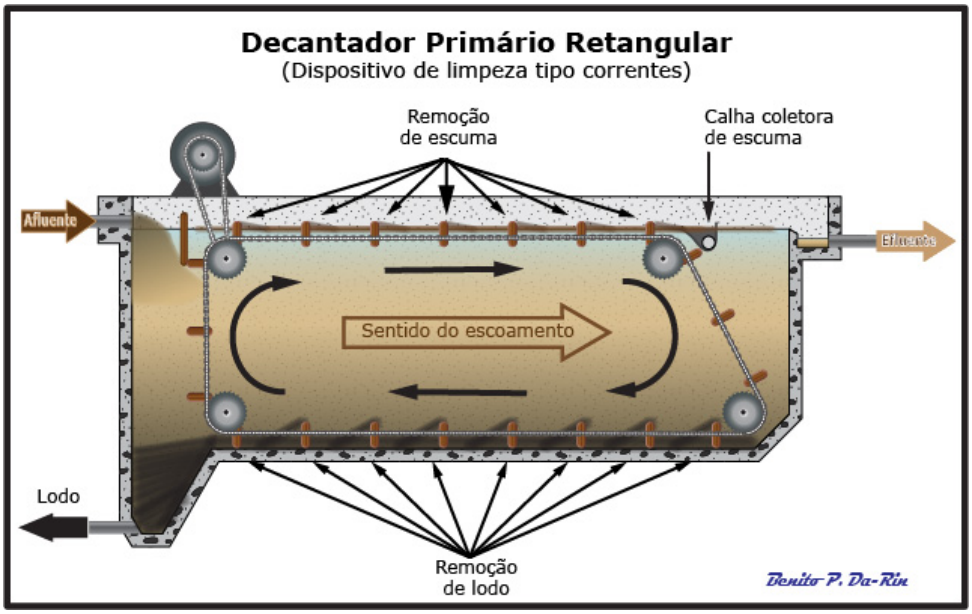


Figura 3-34 Decantador primário retangular com correntes

Decantadores retangulares mecanizados com dispositivo de limpeza constituído por um conjunto de lâminas transversais presas a correntes acionadas por um sistema de engrenagens são mais eficientes em virtude de reduzir o tempo de permanência do lodo no fundo devido ao maior número de lâminas, porém são muito mais sujeitos a defeitos motivados principalmente por quebra de elos das correntes. O sistema tem o aspecto exibido no diagrama esquemático da Figura 3-34.

Neste tipo de decantador em geral as mesmas lâminas que raspam o fundo também removem a escuma da superfície, encaminhando-a a uma calha coletora, também assinalada na figura.

A Figura 3-35 (foto obtida na ETE Arrudas, Belo Horizonte, MG) mostra em detalhes a ponte rolante, um dos trilhos por sobre o qual ela se desloca e detalhes das lâminas raspadoras de lodo e escuma, enquanto a Figura 3-36, obtida na mesma ETE, mostra o aspecto de seus decantadores primários retangulares (foto tirada de jusante para montante), um deles em plena carga e outro vazio.

Figura 3-35 Detalhe da ponte rolante e lâminas raspadoras

Atualmente os DPs retangulares com ponte rolante são mais numerosos que os que usam correntes.

Figura 3-36 Decantadores retangulares - Cheio e vazio

A Figura 3-37 (foto obtida na ETE Penha, RJ) mostra um DP circular mecanizado vazio.

Figura 3-37- DP circular - Raspador de fundo

Decantadores circulares aproveitam mal a área disponível devido aos espaços livres entre os círculos (e, sendo o parâmetro básico de dimensionamento de decantadores primários a taxa de escoamento superficial, é fácil concluir que sua capacidade é diretamente proporcional à área de terreno que ocupam). Já decantadores retangulares, quando construídos lado a lado, não apenas aproveitam a totalidade da área disponível como também oferecem uma significativa redução do custo construtivo devido à possibilidade de utilizar paredes longitudinais comuns a duas unidades. Porém seus dispositivos de raspagem de lodo são menos eficientes (ponte rolante) ou mais frágeis (correntes).

Dispositivos de raspagem constituídos por lâmina raspadora única transportada por ponte rolante são simples. Exigem manutenção pouca e simples, já que pode ser feita sem a necessidade de esgotar a unidade, pois a ponte rolante se situa acima do nível d'água. Por outro lado, sendo sua velocidade de deslocamento de jusante para montante limitada por norma a 2 cm/s e havendo apenas uma lâmina que se desloca ao longo de todo o comprimento do decantador em ambos os sentidos, o lodo permanece muito tempo no fundo da unidade. Já dispositivos de raspagem com diversas lâminas acionadas por correntes não apresentam este inconveniente, posto que o intervalo entre as passagens das lâminas é bem mais curto. Por outro lado, suas correntes são relativamente frágeis devido ao grande número de elos (e não há corrente mais forte que seu elo mais fraco) e se movem continuamente imersas em esgoto bruto, um meio agressivo. São sistemas altamente eficientes para remover lodo, porém são um pesadelo para os responsáveis por sua manutenção – cujas intervenções, mesmo as mais simples, costumam exigir o esgotamento total do tanque.

Tendo em vista o acima exposto, o projetista deve dedicar grande atenção e cuidado à escolha do formato dos decantadores e, em escolhendo os retangulares, à seleção de seu dispositivo de limpeza. Se o porte da instalação não é demasiadamente grande e se a escassez de terreno não é um fator limitante, a escolha natural consiste em usufruir das facilidades oferecidas pelo formato circular, cujo diâmetro pode chegar a 60 m. Mas se a ETE for de grande porte ou se o aproveitamento do terreno for um fator crucial, o desperdício de área provocado pelo uso do formato circular será significativo. Neste caso a opção natural será o formato retangular. Porém, se assim for, deve-se evitar tanto quanto possível o uso do sistema de correntes. Mas é preciso também considerar que o uso de ponte rolante implica um limite factual para o comprimento dos decantadores, já que este parâmetro afeta diretamente o tempo decorrido entre duas passagens sucessivas da ponte rolante. Poucas decisões em um projeto de ETE exigem tanta proficiência, bom senso e experiência do projetista.

3.2.1.2 TPQA: Tratamento Primário Quimicamente Aprimorado

O tratamento dos esgotos derivou do tratamento da água. Considerando-se que o objetivo é praticamente o mesmo, ou seja, remover impurezas da água, é natural que as técnicas empregadas nas primeiras ETEs fossem baseadas naquelas já há muito empregadas nas ETAs. E, no tratamento de água, após as operações de remoção de sólidos grosseiros e areias, costuma-se adotar a decantação com adição de coagulantes (geralmente sais metálicos como o sulfato de alumínio, sulfato ferroso e cloreto férrico).

Evidentemente, se a adição de coagulantes funciona para facilitar a remoção de sólidos em suspensão da água bruta, funcionará igualmente no caso dos esgotos. Tanto assim que as primeiras instalações de tratamento de esgotos recorriam frequentemente a esta técnica. De fato, tanto a Estação de Tratamento de Esgotos da Glória, implementada no século dezenove no bairro de mesmo nome no

Rio de Janeiro e tida como a terceira ETE a ser construída no mundo, quanto a primeira etapa construtiva da ETE Penha, também no bairro de mesmo nome no Rio de Janeiro e inaugurada em 1939, utilizavam-se da decantação primária com adição de produtos químicos.

O problema é que as doses de coagulantes necessárias para promover um tratamento minimamente eficiente são elevadas (as dosagens de cloreto férrico se situam na faixa de 100 mg/L a 150 mg/L), o que encarecia bastante o processo. O resultado disso é que, com o desenvolvimento do processo de lodos ativados na primeira metade do século passado, que promovia um tratamento muito mais eficiente a custos equivalentes ou menores que a decantação primária com adição de coagulantes, esta última técnica caiu praticamente em desuso.

Porém, como mencionado no Item 3.2.1, no final da segunda metade do século passado constatou-se que a adição conjunta de pequenas dosagens de polieletrólitos e cloreto férrico exerciam forte efeito sinérgico que permitia alcançar remoções de carga orgânica e sólidos em suspensão bastante elevadas a custos aceitáveis. Esta técnica veio a constituir o que se convencionou chamar de "Tratamento Primário Quimicamente Aprimorado" ou TPQA (de "*Chemically Enhanced Primary Treatment*" ou CEPT, em inglês).

Para que o efeito sinérgico se manifeste é necessário adicionar primeiro o cloreto férrico e, somente depois que o mesmo está devidamente misturado na massa líquida e inicia sua ação coagulante, adicionar como complemento uma pequena dosagem de polímero.

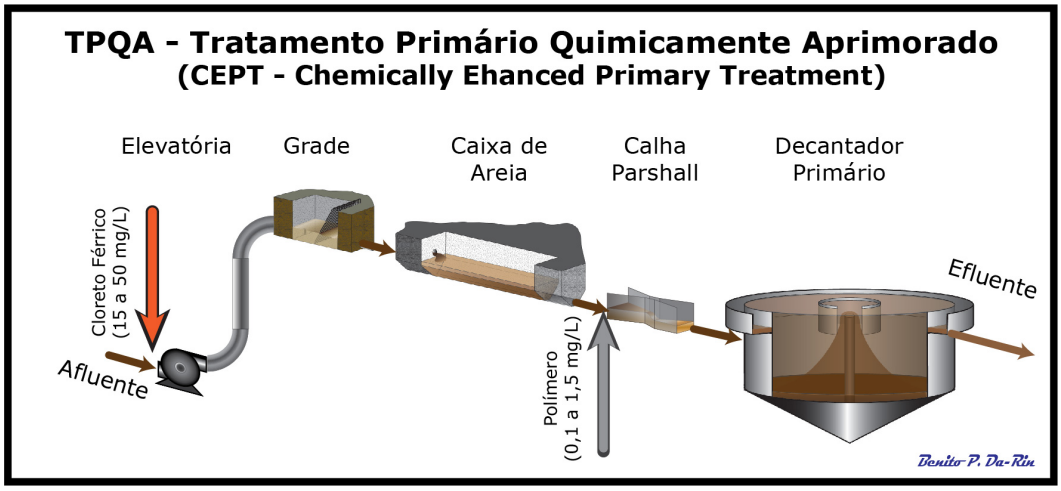


Figura 3-38 - TPQA ou CEPT

As dosagens de cloreto férrico devem se situar na faixa entre 15 mg/L e 50 mg/L e as de polímero na faixa de 0,1 mg/L a 1,5 mg/L, porém os valores efetivamente adotados devem ser determinados experimentalmente. Um diagrama esquemático da aplicação do processo a uma ETE típica de tratamento primário de esgotos é mostrado na Figura 3-38.

A dosagem de cloreto férrico é adicionada bem a montante, de preferência antes de um ponto onde o escoamento seja suficientemente turbulento para promover a mistura do coagulante com o esgoto (no caso da Figura 3-38, imediatamente antes da elevatória de esgoto bruto, cujas bombas funcionarão como excelente dispositivo de mistura). Já o polímero deve ser adicionado também em um ponto onde a mistura seja facilitada, porém próximo à entrada do decantador primário, após as unidades de tratamento preliminar (no caso da Figura 3-38, antes da Calha Parshall que, sendo um dispositivo em regime crítico, também exerce um bom efeito de mistura; quando não existe esta

possibilidade, uma solução igualmente eficaz é adicionar o polieletrólito na caixa de entrada do decantador primário ou, caso exista mais de um, no tanque de distribuição de vazão aos decantadores primários). O próprio dispositivo disciplinador de fluxo do(s) decantador(es) primário(s) atuará então como câmara de floculação.

Figura 3-39 - ETE Pavuna – TPQA

A ação sinérgica entre os dois produtos químicos é tão forte que o TPQA consegue atingir remoções de sólidos em suspensão e carga orgânica próximas das alcançadas pelos processos biológicos, tendo sido reportadas eficiências de até 85% de remoção de SS e 65% de DBO com taxas de escoamento superficial próximas aos 90 m/d (o limite máximo admitido pela NBR 12.209 para o processo, se bem que se tenha notícias de utilizações de taxas bastante superiores a esta com resultados satisfatórios).

A Figura 3-39 mostra uma vista parcial da ETE Pavuna, RJ, que utiliza o processo TPQA, vendo-se ao fundo os tanques cilíndricos destinados a armazenar cloreto férrico e, em primeiro plano, um dos decantadores primários da instalação. Notar como, além do dispositivo disciplinador de fluxo de esgoto afluente no centro do decantador, adicionou-se um segundo dispositivo cilíndrico, concêntrico ao primeiro, porém de diâmetro bem maior, para atuar como câmara de floculação.

Figura 3-40 - ETEs Point Loma e Hyperion

A Figura 3-40 mostra duas vistas parciais de ETEs que empregam o TPQA nos EUA ilustrando duas situações onde o processo pode ser adotado Na parte superior, decantadores cobertos da ETE Point Loma, em San Diego, CA, que encaminha o efluente do TPQA diretamente a emissário submarino; na inferior, parte dos decantadores primários, também cobertos, da ETE Hyperion, em Los Angeles, CA, que submete o efluente do TPQA a tratamento biológico antes do lançamento ao mar,.

A primeira, Point Loma, que descarrega diretamente o efluente primário no Oceano Pacífico, que se vê ao fundo, demonstra o elevado grau de eficiência alcançado pelo processo. Trata-se de um caso excepcional, posto que a legislação ambiental do Estado da Califórnia proíbe descargas ao oceano exceto se precedidas de tratamento no mínimo biológico. No caso de Point Loma, porém, o órgão ambiental abriu uma exceção e concedeu uma licença provisória, levando em conta que a eficiência de remoção tanto de carga orgânica quanto de sólidos em suspensão alcançada pela instalação se aproxima bastante daquela que seria obtida por uma ETE empregando tratamento biológico.

A segunda ilustra bem uma segunda faceta interessante do TPQA: seu uso para aumentar consideravelmente a capacidade de instalações existentes mediante a simples instalação dos sistemas para adição de coagulantes e polieletrólitos (ou seja: transformação do tratamento primário por decantação simples em TPQA). Ambas as fotos foram obtidas em 1997. Nesta ocasião a ETE Hyperion estava concluindo as obras de ampliação, que elevaria sua capacidade 15 m^3/s para 20 m^3/s sem acréscimo da área ocupada. A capacidade das unidades de tratamento biológico pelo processo de lodos ativados estava sendo ampliada usando os mesmos tanques de aeração para migrar da variante convencional dos lodos ativados para a variante por oxigênio puro. Já a capacidade das unidades de tratamento da fase de tratamento primário estava sendo ampliada pela transformação da decantação primária simples em TPQA, o que permitiria aumentar a taxa de escoamento superficial sobre os decantadores primários existentes sem perda de eficiência.

3.2.2 Flotação por ar dissolvido

A flotação é uma operação unitária destinada a remover sólidos em suspensão fazendo-os flutuar e removendo-os da superfície líquida por raspagem. Para isto é necessário fazer com que as partículas, de densidade pouco maior que a da água passem a flutuar, adsorvidas por minúsculas bolhas de ar liberadas no seio da massa líquida. Isto faz com que bolhas e partículas coalesçam com outras bolhas e partículas e se dirijam à superfície, formando uma escuma que pode ser facilmente removida.

A formação destas bolhas se faz dissolvendo o ar em elevadas concentrações no líquido contido em tanques onde é mantida alta pressão e, depois, injetando-se esta solução de ar no fluxo do afluente ao tanque onde, devido à súbita redução de pressão, o oxigênio passa à condição de supersaturação e se libera no interior do líquido sob a forma de bolhas microscópicas que tendem a flutuar.

Embora seja possível utilizar a flotação na fase do tratamento primário de esgotos sanitários, ela costuma ser empregada – e ainda assim, raramente – no tratamento primário de despejos industriais cujos sólidos em suspensão apresentam densidade muito baixa, como no caso dos despejos petroquímicos.

A operação se processa em tanques de flotação.

Figura 3-41 - Flotador SITEL

A Figura 3-41 mostra uma vista parcial do tanque de flotação do SITEL – Sistema de Tratamento de Efluentes Líquidos de Montenegro, RS. O princípio de funcionamento é idêntico ao utilizado para os flotadores empregados para adensamento do lodo, descrito pormenorizadamente no Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, mudando apenas o ajuste dos parâmetros operacionais como relação ar/sólidos e taxas de aplicação de sólidos e hidráulica.

3.2.3 Sistemas conjugados

Os sistemas conjugados são unidades de tratamento que recebem esgoto bruto e efetuam, em seu interior, não somente a deposição das partículas sedimentáveis como também a estabilização parcial do lodo retido no fundo. São instalações simples, em que se procurou minimizar a incidência das tarefas de operação e manutenção. Por um lado, sua eficiência é baixa se comparada aos processos biológicos secundários. Por outro, a simplicidade de sua construção torna seu custo extremamente acessível, fazendo com que essas instalações sejam consideradas alternativas viáveis para o tratamento de esgotos em regiões não dotadas de rede de esgotos sanitários, e, portanto, com vasta aplicação em casos de domicílios isolados ou de pequenos grupos de edificações.

3.2.3.1 Fossa séptica

As fossas sépticas são unidades de sedimentação e digestão de fluxo contínuo destinadas ao tratamento de esgotos domésticos. Podem receber o efluente de um ou mais domicílios (fossas individuais ou coletivas).

Importante

A construção e a instalação das fossas sépticas são reguladas por norma própria, emitida pela ABNT, a NBR 7.229.

3.2.3.1.1 Constituição e funcionamento

A fossa séptica consiste, essencialmente, de um reservatório cilíndrico ou prismático, dotado de:

- chicanas ou qualquer outro dispositivo tranquilizador de fluxo junto à entrada e à saída; e
- uma ou mais aberturas na parte superior, normalmente fechada com tampões herméticos, para permitir inspeção e limpeza.

O período de detenção dos esgotos no interior da unidade varia de 12 a 24 horas e define o chamado "volume de decantação". Levando-se em conta que os sólidos sedimentáveis depositados no fundo da unidade ali permanecem por um período relativamente longo, já que a limpezas é pouco frequente, além do volume de decantação deve ser previsto um volume adicional para armazenar este lodo.

O dimensionamento de fossas sépticas deve ser feito obedecendo ao disposto na NBR 7.229 – "Projeto, Construção e Operação de Sistemas de Tanques Sépticos". Trata-se de norma extremamente detalhada que fornece todos as fórmulas, metodologia e parâmetros necessários para o dimensionamento de ambos os volumes, fornecendo ainda informações relevantes sobre detalhes construtivos (tais como relação entre dimensões) e cuidados a serem tomados na operação e, principalmente, na limpeza da unidade.

Os pontos mais importantes são: relação comprimento: largura compreendida entre 2:1 e 4:1 (em fossas de formato retangular em planta), largura interna mínima de 1,8 m (ou, para fossas de formato circular em planta, diâmetro mínimo de 1,1m) e profundidades variando entre 1,2 m e 2,8 m, subdividida em faixas dispostas em função do volume da fossa.

Além disso a norma recomenda que a soleira da tubulação ou vertedouro de entrada esteja situada no mínimo 5 cm acima do nível d'água no interior da unidade.

Todos os despejos sanitários domiciliares devem ser encaminhados à fossa séptica que não deve, entretanto, receber quaisquer contribuições de águas pluviais, inclusive aquelas provenientes de ralos de áreas internas descobertas.

O efluente de uma fossa séptica se apresenta isento de sólidos sedimentáveis, porém contém uma considerável quantidade de sólidos em suspensão e microrganismos patogênicos. A redução de DBO obtida é de cerca de 50%. O efluente pode ser encaminhado a sumidouros, valas de infiltração, galerias de águas pluviais ou lançado diretamente ao corpo receptor. A ABNT editou uma norma brasileira, a NBR 13.969, exclusivamente para regular o tratamento complementar e destino final do efluente de fossas sépticas.

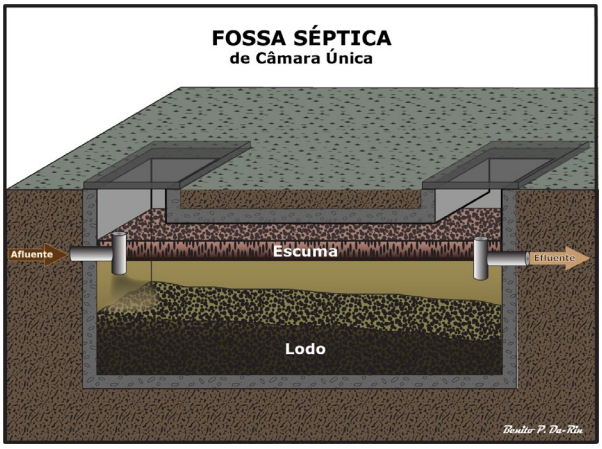


Figura 3-42 - Fossa séptica de câmara única

A Figura 3-42 mostra uma fossa séptica simples, de câmara única, onde a tranquilização e distribuição do fluxo é feita pela entrada em "T".

As partículas sólidas são removidas por sedimentação e se dirigem para o fundo, onde são estabilizados bioquimicamente pelo processo de digestão anaeróbia (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**). Os sólidos flutuantes se dirigem para a superfície, onde permanecem retidos pelas chicanas colocadas em frente aos orifícios de entrada e saída e formam uma camada de escuma que pode atingir uma espessura de até 25 cm. A matéria orgânica remanescente no líquido sofre estabilização anaeróbia parcial, face ao elevado tempo de detenção no interior da unidade.

Observação

O processo de digestão anaeróbia será examinado no Item Erro! Fonte de referência não encontrada. que trata do processo quando empregado para estabilização do lodo.

3.2.3.1.2 Remoção e destino do material

Após a estabilização, o material retido permanece no fundo da fossa e tende a ocupar todo o volume útil caso não seja periodicamente removido. Conforme o disposto na NBR 7.229, esta remoção deve ser feita em intervalos de um a cinco anos, sendo que cerca de 10% do material retido no fundo (lodo digerido) deve permanecer no interior da unidade para servir como semeadura de organismos que irão continuar o processo da digestão anaeróbia do novo material afluente.

Importante

Durante a limpeza, ou em qualquer outra ocasião, o lançamento de desinfetantes na fossa deve ser evitado, pois essa prática pode prejudicar o processo biológico anaeróbio.

Quanto ao destino, o lodo removido pode ser:

- encaminhado ao leito de secagem de uma estação de tratamento de esgotos porventura existente nas proximidades;
- lançado à rede de esgotos sanitários, em certos postos de visita previamente definidos pela autoridade responsável; ou
- enterrado em valetas de pelo menos 0,60 m de profundidade.

3.2.3.1.3 Tipos

Os diversos tipos de fossa séptica foram desenvolvidos a partir do modelo básico de fossa séptica de câmara única mostrado no diagrama da Figura 3-42, no qual foram introduzidas modificações visando melhorar o seu funcionamento.

São eles:

- fossa séptica de câmaras em série, na qual foram introduzidos um ou mais septos perfurados, verticais, transversalmente ao sentido do fluxo, visando subdividir o processo em duas ou mais fases; e

- fossa séptica de câmaras sobrepostas, obtidas a partir da construção, no interior da unidade, de uma câmara ("câmara de decantação"), dotada de uma fenda longitudinal na parte inferior. Nesta câmara se processa a sedimentação. Os sólidos sedimentados se dirigem por gravidade, através da fenda, para a câmara inferior, onde se processa a digestão. Essa modificação foi introduzida com o intuito de evitar a interferência da digestão na sedimentação, não permitindo que, ao se dirigir à superfície, bolhas de gás ou massas de lodo digerido arrastem partículas sedimentáveis que poderiam se perder pelo efluente.

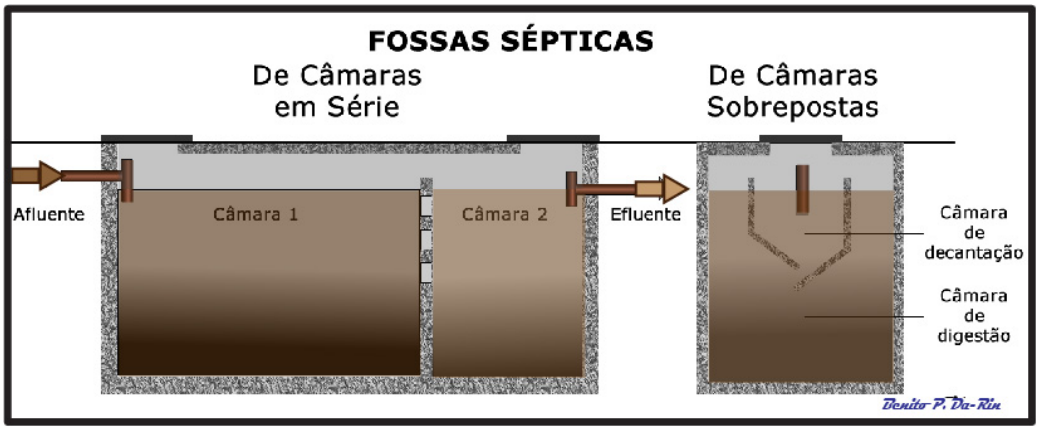


Figura 3-43 - Fossas de câmaras em série e sobrepostas

A Figura 3-43 mostra os dois modelos de fossas. Notar que na fossa de câmaras em série representada no desenho o esgoto flui da esquerda para a direita, enquanto na fossa de câmaras sobrepostas flui na direção perpendicular à figura.

Importante

As fossas devem ser instaladas em locais que apresentem facilidade de ligação do efluente sanitário à rede de esgotos a ser construída no futuro. Além disso, o local deve ser de fácil acesso para a limpeza e estar de acordo com as seguintes especificações: no mínimo, a 20 m de poço ou manancial, a 6 m de construção e 12 m de limite de terreno, sempre que possível.

3.2.3.2 Decanto-digestor (Tanque Imhoff)

Os decanto-digestores também são conhecidos pela designação "Tanques Imhoff", dada em homenagem a Karl Imhoff, o engenheiro alemão pioneiro do tratamento de esgotos que muito colaborou para o saneamento de seu país no final do século dezenove.

Tanques Imhoff são unidades de tratamento semelhantes às fossas sépticas de câmaras sobrepostas, diferindo, apenas, no que toca à sua maior capacidade e à possibilidade que apresentam de remover o lodo digerido por pressão hidrostática, sem paralisar o funcionamento da unidade. Essa remoção é feita por meio de tubulação, que parte do fundo da unidade em direção ao seu exterior.

Podem ser utilizados como único dispositivo, ou como estágio de tratamento primário em uma estação de tratamento biológico como a unidade mostrada na Figura 3-45, instalada na ETE Juliano Moreira no Rio de Janeiro, RJ.

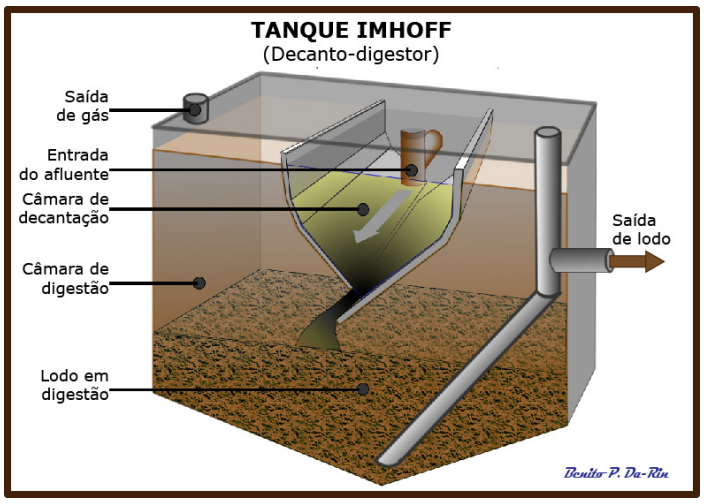


Figura 3-44 Tanque Imhoff – Diagrama esquemático

Um único Tanque Imhoff pode receber a contribuição de até 5.000 habitantes.

Figura 3-45 - Tanque Imhoff

O dimensionamento destas unidades é feito considerando que a câmara de decantação funciona exatamente como um decantador primário não mecanizado e deve, portanto, ser dimensionado utilizando-se como parâmetro básico a taxa de escoamento superficial referida à vazão máxima afluente. Já a câmara de digestão tem características funcionais idênticas às de um digestor de baixa capacidade (ou baixa taxa) como os descritos no Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.** e deve ser dimensionada de acordo.

Em geral, o lodo removido dos Tanques Imhoff é submetido à secagem natural em leitos de secagem.

Página em branco

4 Noções de Biologia Sanitária

Nesta unidade...

Noções de biologia sanitária
Organismos aeróbios e anaeróbios
Organismos autotróficos e heterotróficos
Organismos de interesse para o tratamento de esgotos
Metabolismo dos seres vivos
Processos metabólicos das bactérias aeróbias
Cinética do crescimento bacteriano e remoção do substrato

Biol. Tereza Cristina Reis da Silva & Eng. Benito P. Da-Rin

4

4.1 Noções de Biologia sanitária

O tratamento biológico consiste na estabilização da matéria orgânica contida nos esgotos através de sua oxidação bioquímica promovida pelo metabolismo de certos microrganismos. O fenômeno é, basicamente, o mesmo que ocorre em condições naturais em corpos líquidos que recebem descargas de esgotos. O objetivo do tratamento é, portanto, propiciar condições para que o fenômeno transcorra de forma rápida e controlada no interior das unidades de tratamento.

4.2 Organismos aeróbios e anaeróbios

O consumo bioquímico da matéria orgânica é alcançado por dois meios: aeróbio e anaeróbio, conforme veremos a seguir.

4.2.1 Organismos aeróbios

Organismos aeróbios utilizam, para o seu metabolismo, o oxigênio livre encontrado no ambiente. Nesse tipo de metabolismo, a energia vital é gerada por meio do processo denominado “respiração”, um conjunto de complexas reações enzimáticas capaz de transformar os compostos orgânicos utilizados como alimento em glicose, que será então oxidada a fim de gerar energia.

A oxidação também se processa através de uma série de reações enzimáticas, podendo ser representada, de modo simplificado, pela seguinte reação:

$$C_6H_{12}O_6 + 6O_2 \rightarrow 6CO_2 + 6H_2O + 673\ Kcal$$ Equação 4-1

4.2.2 Organismos anaeróbios

Os organismos anaeróbios, por sua vez, dispensam o oxigênio do ambiente, já que são capazes de produzir energia sem seu concurso através de um procedimento denominado "fermentação".

Neste tipo de metabolismo os produtos finais não são estáveis como no caso do metabolismo aeróbio. Em consequência disso, o rendimento energético é menor.

O procedimento básico da fermentação pode ser expresso, de modo simplificado, pela seguinte reação química:

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3CH_4 + 3CO_2 + 35Kcal$$ Equação 4-2

Importante

No tratamento de esgotos, são adotados ambos os procedimentos citados. Os organismos que o promovem são predominantemente bactérias. Há, entretanto, uma grande variedade de outros organismos também participantes dos processos biológicos de tratamento.

4.3 Organismos autotróficos e heterotróficos

Além dos seres vivos que intervêm no tratamento de esgotos, promovendo o consumo bioquímico da matéria orgânica, interessam-nos, particularmente, certos organismos utilizados como fonte de oxigênio no processo de tratamento denominado "lagoa de estabilização": as algas que, através da fotossíntese, utilizam o gás carbônico e a energia luminosa para sintetizar a matéria orgânica da qual irão se nutrir, liberando para o ambiente o oxigênio produzido. Esse procedimento, isto é, a fotossíntese, pode ser representado de forma simplificada pela seguinte reação:

$$6CO_2 + 6H_2O \xrightarrow{673Kcal} C_6H_{12}O_6 + 6O_2$$ Equação 4-3

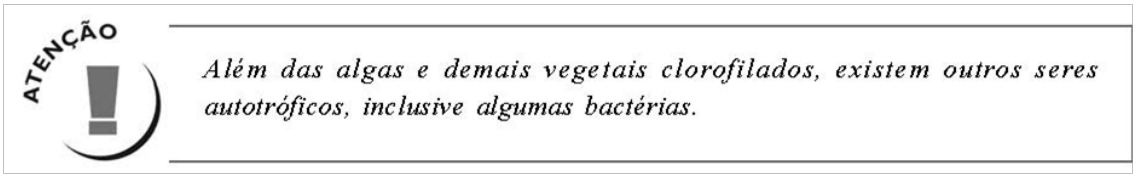
Observação

As lagoas de estabilização serão discutidas no Item 8, especialmente no que se refere à teoria do processo, fatores interveniente e critérios de dimensionamento.

As algas são organismos aquáticos que proliferam em grande quantidade nas chamadas lagoas de estabilização. Enquanto o oxigênio produzido pela fotossíntese e liberado na massa líquida é utilizado pelos organismos aeróbios presentes na lagoa para estabilizar a matéria orgânica dos

esgotos, a glicose, resultante da reação correspondente à Equação 4-3, é usada para a nutrição das próprias algas.

Assim, a matéria orgânica consumida pelas algas é "fabricada" por elas mesmas. Por serem capazes de sintetizar o próprio alimento a partir de compostos inorgânicos utilizando uma fonte de energia externa, as algas são denominadas organismos **autotróficos**.



Os seres incapazes de sintetizar seu próprio alimento só podem se nutrir da matéria orgânica disponível no ambiente em que vivem, principalmente do material celular dos demais seres vivos. Tais seres são denominados **heterotróficos**.

4.4 Organismos de interesse para o tratamento de esgotos

Existem diversos grupos de organismos envolvidos nos processos biológicos de tratamento de esgotos. A seguir vamos examinar alguns deles, de forma sucinta, abordando suas principais características.

4.4.1 Rotíferos

Os rotíferos são animais multicelulares, aeróbios e heterotróficos. Denominam-se assim em virtude de apresentarem uma coroa dotada de cílios, cuja movimentação faz com que o organismo se mantenha em contínuo movimento circular, como uma roda girando. Embora algumas espécies possam chegar até um diâmetro próximo de três milímetros, a maioria é microscópica. Alimentam se de partículas de matéria orgânica e de bactérias. Alguns autores consideram que sua presença nas unidades de tratamento biológico indica um elevado grau de eficiência.

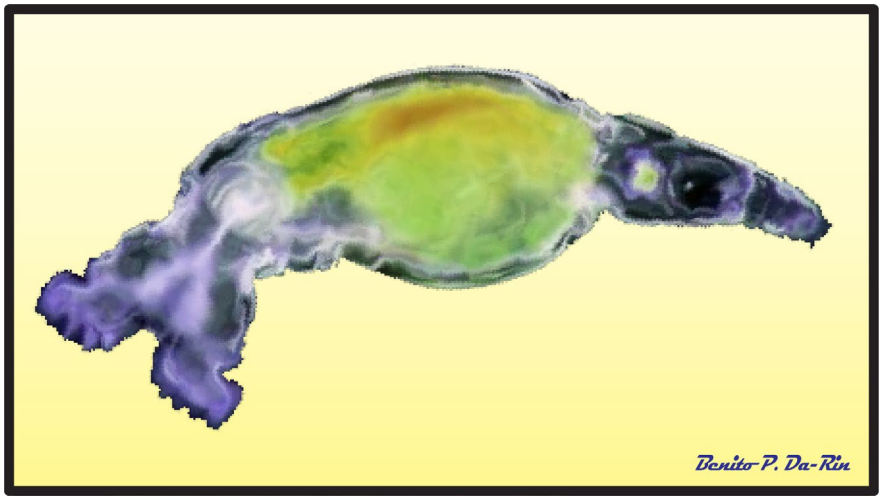


Figura 4-1 - Rotífero

4.4.2 Crustáceos

Os crustáceos são animais multicelulares, aeróbios e heterotróficos, providos de uma "casca" ou "crosta", um envoltório protetor de elevada resistência. São utilizados como alimento pelos peixes, existindo abundantemente em certos corpos d'água naturais.

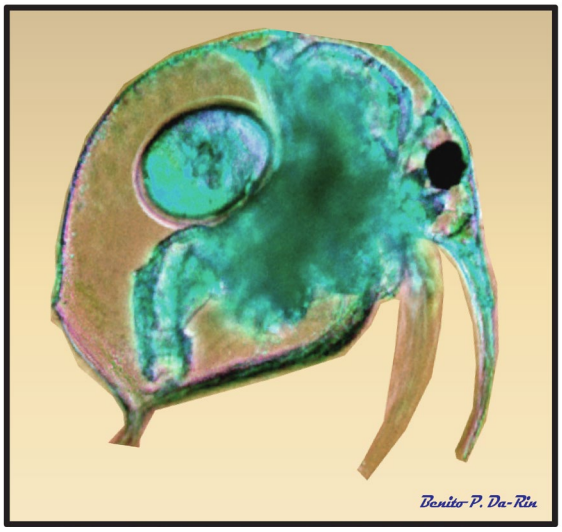


Figura 4-2 - Exemplar do gênero *Bosmina*

Crustáceos necessitam de oxigênio livre em concentrações mais elevadas que os protozoários e, por isso mesmo, não costumam proliferar em estações de tratamento de esgotos, exceto em lagoas de estabilização que operam subcarregadas. Neste caso, certas espécies de microcrustáceos, notadamente os do gênero *Bosmina*, proliferam abundantemente (floração), cobrindo a superfície das lagoas e transmitindo-lhe uma coloração avermelhada. A presença de crustáceos indica um efluente com baixa concentração de matéria orgânica e elevado teor de OD (Oxigênio Dissolvido).

4.4.2.1 Vírus

Os vírus consistem, essencialmente, de uma molécula de ácido desoxirribonucleico (DNA) ou de ácido ribonucleico (RNA) envolta em uma cápsula proteica. São as estruturas biológicas mais simples e os menores seres capazes de conter as informações necessárias à sua reprodução.

Seu tamanho é tão diminuto que apenas podem ser vistos através do auxílio de um microscópio eletrônico.

Vírus não se nutrem nem necessitam produzir energia. Sua única função é reproduzir-se. São obrigatoriamente parasitas e se reproduzem através da invasão de uma célula, de cujos mecanismos de reprodução se utilizam para replicar o material de que são constituídos. Assim, quando penetram em uma célula, os vírus se reproduzem rapidamente, destruindo a célula parasitada, que se rompe e libera um enorme número de novos vírus a procura de novas células para invadir e, assim, continuar o processo de reprodução.

Para o tratamento de esgotos, esses organismos são importantes devido a dois aspectos:

- Muitas das espécies de vírus são patogênicas para o homem e a sua resistência aos processos usuais de desinfecção é extremamente elevada; além disso, os vírus apresentam uma

resistência muito mais maior que as bactérias após o lançamento aos corpos receptores, onde sobrevivem por períodos mais longos, o que constitui sério problema sanitário.

- Alguns vírus são parasitas específicos de determinadas bactérias. Esse tipo é denominado bacteriófago e pode ser utilizado para o controle de certas bactérias patogênicas em estações de tratamento de esgotos. O assunto encontra se ainda em fase de pesquisas.

4.4.3 Protozoários

Os protozoários são organismos microscópicos, móveis e geralmente unicelulares, embora em alguns casos possam se agrupar em colônias (organismos coloniais).

São os seres mais desenvolvidos entre os organismos unicelulares. Embora não dispondo de órgãos ou tecidos, contêm certas estruturas internas que cumprem o papel exercido pelos órgãos nos organismos superiores. Estas estruturas são denominadas "organelas".

GLOSSÁRIO

Unicelulares - todo o organismo se limita a uma única célula.

Protozoários são majoritariamente aeróbios, havendo, entretanto, algumas espécies anaeróbias. São de maior porte que as bactérias e frequentemente se nutrem delas, o que os torna particularmente úteis para a engenharia sanitária por contribuírem para a manutenção do equilíbrio biológico nas unidades de tratamento.

Figura 4-3 - Paramécio

Existem alguns protozoários patogênicos, como a Endamoeba Histolítica, Giárdia lamblia e *Cryptosporidium sp* (todos relacionados a distúrbios intestinais) e Plasmódium (relacionado à malária). A Figura 4-3 mostra um indivíduo do gênero paramécio.

Protozoários ocorrem em grandes concentrações (da ordem de 50 mil células por mL) no líquido sob aeração das unidades de tratamento biológico do processo de lodos ativados. Sua utilização como indicadores biológicos das condições operacionais de ETEs vem sendo estudada.

4.4.4 Fungos

Os fungos de interesse para a engenharia sanitária são organismos multicelulares (porém formados por agrupamentos de células idênticas), heterotróficos. A grande maioria dos fungos é estritamente aeróbia. Suas necessidades de nitrogênio como nutriente básico são extremamente baixas e podem sobreviver em ambientes muito ácidos (podem resistir a pH de até 2). Essas duas propriedades os tornam muito úteis para o tratamento de certos despejos industriais.

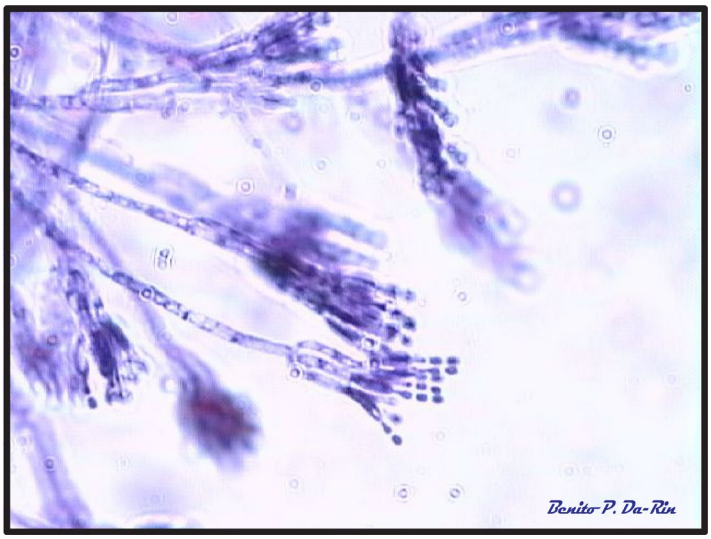


Figura 4-4 – Fungo do gênero *Penicillium*

Por outro lado, algumas espécies de fungos ocorrem em forma filamentosa (como o exibido na Figura 4-4, este do gênero Penicillium, produtor da penicilina).

A proliferação em grande número de organismos filamentosos nos tanques de aeração do processo de lodos ativados resulta em grave problema operacional posto que elas dificultam muito o adensamento do lodo no fundo dos decantadores finais, impedindo o retorno deste lodo nas concentrações adequadas ao tanque de aeração (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.** e Anexo 2).

Fungos podem se desenvolver em ambientes com baixa umidade, sendo extremamente atuantes na operação denominada compostagem de lodo e resíduos sólidos.

4.4.5 Algas

São organismos uni ou multicelulares, autotróficos e fotossintéticos. Sua importância para a engenharia sanitária deriva de três características:

- Determinadas espécies de algas segregam compostos que transmitem à água sabor e odor indesejáveis. Além disso, se admitidas em uma estação de tratamento de águas, podem colmatar rapidamente as unidades de filtração;
- Em corpos líquidos ricos em nutrientes, com pouca movimentação e baixa renovação de águas, as algas podem se reproduzir tão intensamente que chegam a cobrir toda a superfície líquida, arruinando o seu valor estético e podendo mesmo chegar a impedir a navegação (o fenômeno denominado “floração”, altamente inconveniente do ponto de vista ambiental);

- A presença de algas em grande quantidade em um efluente pode resultar sérios inconvenientes caso este venha a ser lançado em um corpo receptor. Recentemente, muitos mananciais de abastecimento têm sofrido com a eutrofização artificial resultante de descargas de esgotos e há relatos de florações de cianobactérias em reservatórios utilizados para abastecimento público, o que constitui um grave problema uma vez que muitos desses microrganismos são produtores de toxinas que afetam tanto o sistema neurológico quanto o fígado de vertebrados, entre eles o homem.
- As algas, sendo organismos fotossintéticos, são utilizadas nas lagoas de estabilização como fonte de oxigênio.

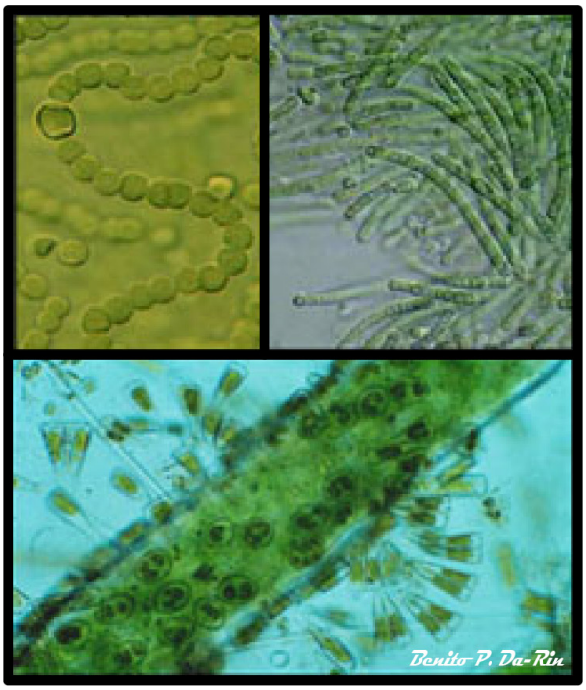


Figura 4-5 Algas

Além da fotossíntese, abordada anteriormente, as algas se valem do processo denominado "respiração", através do qual a matéria orgânica, por elas próprias sintetizadas, é oxidada bioquimicamente para a produção da energia vital, segundo o ciclo aeróbio.

A respiração, ao contrário da fotossíntese, não depende de energia luminosa, processando-se continuamente. Por essa razão, corpos líquidos onde as algas contribuem significativamente para a manutenção do OD (Oxigênio Dissolvido) como certos corpos naturais e particularmente as lagoas de estabilização, apresentam uma variação cíclica do teor de OD ao longo das 24 horas do dia.

Para sintetizar seu material celular, além do carbono contido no CO_2, as algas necessitam de outros nutrientes básicos, notadamente nitrogênio e fósforo. A proporção desses três elementos considerada ideal para a reprodução da maioria das algas é de 370 (C): 20 (N): 1 (P). A inexistência de um destes elementos impede a reprodução das algas, enquanto a existência de um deles abaixo da proporção indicada torna-se fator limitante em seu crescimento. Esse fato é importante sob dois aspectos:

- Em uma lagoa de estabilização, a existência de algas é fundamental para o próprio funcionamento do processo. Nessas condições, é imprescindível que o esgoto afluente

contenha seus nutrientes básicos. O esgoto doméstico normalmente supre essas necessidades de nutrientes em quantidades adequadas, o que não ocorre com certos despejos industriais, que podem conter substâncias tóxicas para as algas. Por isso, as lagoas de estabilização são particularmente inadequadas para o tratamento desses tipos de despejo industrial ou para efluentes sanitários que os contenham em proporção significativa;

- O segundo aspecto está relacionado ao controle de proliferação de algas em corpos líquidos. Aqui, a situação é exatamente oposta, ou seja: a intenção é limitar o crescimento das algas, através da remoção de um ou mais nutrientes básicos do efluente lançado ao corpo receptor. Dada a evidente impossibilidade de se remover todos os compostos de carbono do efluente de uma ETE, o que se procura fazer é remover o nitrogênio, o fósforo, ou ambos. Em geral, o fósforo é removido por precipitação química e raramente por processos biológicos, enquanto a remoção do nitrogênio se dá principalmente por processos biológicos (Ver Anexo 1).

4.4.6 Bactérias

Bactérias são seres unicelulares que se alimentam de substâncias dissolvidas.

Isso não significa que partículas de matéria orgânica em suspensão não possam ser utilizadas por esses organismos; vejamos o que ocorre com tais partículas:

- elas são capturadas pelas células por adsorção (um fenômeno segundo o qual as partículas aderem à superfície externa da célula);
- em seguida são transformadas em substâncias solúveis por meio de reações com enzimas extracelulares, segregadas pelas próprias bactérias (esta fase denomina-se "hidrólise");
- a seguir, já dissolvidas, são admitidas no interior da célula através da membrana celular.

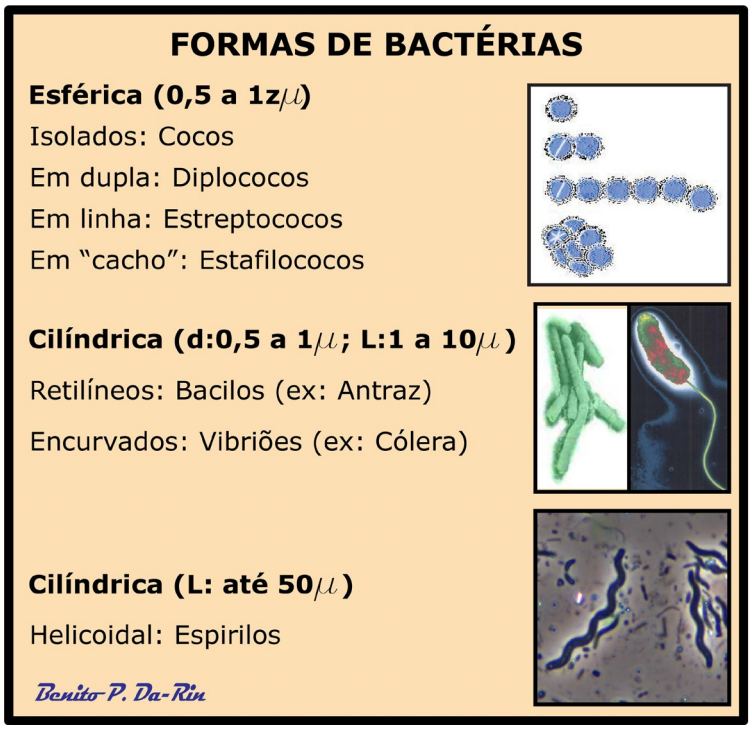


Figura 4-6 Formas de bactérias

A absorção de compostos solúveis pela célula, assim como a adsorção das partículas, são fenômenos muito rápidos. Mas, a hidrólise das partículas adsorvidas é muito mais lenta, fato que assume importância na variante do processo de LA (Lodos Ativados) denominada bioadsorção ou estabilização por contato.

A forma das bactérias varia de acordo com a espécie. Embora existam milhares de diferentes espécies, suas células se apresentam apenas sob três formas básicas (ver Figura 4-6):

- Bactérias esféricas - são denominadas cocos. Medem de 0,5 a 1 mícron de diâmetro e podem se apresentar agrupadas em duplas (diplococos), em cadeias (estreptococos) ou em cachos (estafilococos);
- Bactérias cilíndricas - denominam-se bacilos. Suas dimensões variam de 0,3 a 1,5 mícron de diâmetro e de 1 a 10 micra de comprimento, de acordo com a espécie. Bactérias cilíndricas encurvadas denominam-se vibriões;
- Bactérias helicoidais - são denominadas espirilos, e podem atingir comprimento de até 50 micra.

As bactérias consistem em um plasma interior, denominado citossoma, contido por uma membrana celular que controla a passagem de nutrientes para o interior da célula e de produtos excretados para fora da mesma. No interior da célula encontra-se o material nuclear, que controla a organização da atividade celular e contém as informações genéticas do organismo.

Grande número de espécies apresentam uma camada de material gelatinoso circundando a membrana celular, denominada cápsula, também conhecida como "glicocálice", constituída principalmente por polissacarídeos e eventualmente outras substâncias, todas de difícil biodegradabilidade. No que interessa ao tratamento de esgotos, em particular ao processo dos lodos ativados, esta cápsula é importante porque:

- Quando células bacterianas sofrem lise no interior de um reator biológico e liberam seu material celular para o meio, quase todos os compostos liberados são consumidos pelos demais organismos. Suas cápsulas, porém, constituídas por material de difícil biodegradabilidade, tendem a se acumular no reator formando o denominado "resíduo endógeno".
- Sendo as cápsulas formadas por material gelatinoso e revestindo a superfície externa das células que as apresentam, fazem com que estas células tendam a aderir umas às outras. Esta propriedade é de enorme importância para o processo de lodos ativados, já que os núcleos dos flocos de lodo são formados predominantemente por bactérias reunidas pela adesão de suas cápsulas. Estas bactérias são os principais organismos formadores de flocos.

Lise celular é o processo de destruição ou dissolução da célula causada pela rutura da membrana plasmática.

Análises da composição do material celular de diversas espécies bacterianas demonstraram que 80% desse material é constituído de água. Os 20% restantes constituem-se, principalmente, de matéria orgânica (90%) e poucos compostos minerais de fósforo, enxofre, sódio, cálcio, magnésio e ferro.

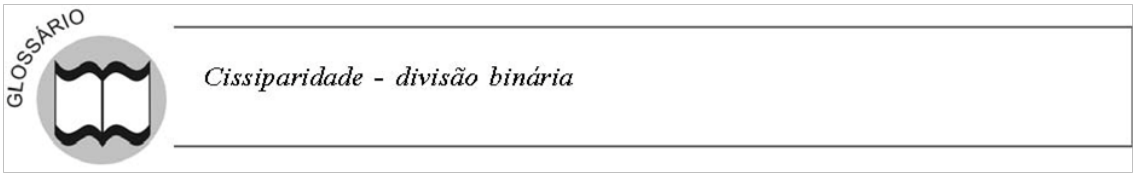
Uma composição média para a fração orgânica seria $C_5H_7O_2N$. Como todos esses elementos são obtidos do ambiente, a carência de qualquer um deles poderá limitar o crescimento.

4.4.6.1 Reprodução e crescimento

Em geral as bactérias se reproduzem assexuadamente por **cissiparidade**. O volume original da célula se expande; ao se expandir, é formada uma constrição em sua parte média, gerando dois "compartimentos" que permanecem aderidos por algum tempo. A molécula de DNA que guarda as informações genéticas da espécie se duplica, mantendo-se uma em cada "compartimento". Ao final os dois "compartimentos" se separam e passam a constituir cada um uma nova célula.

Importante

É importante considerar que, do ponto de vista conceitual, crescimento bacteriano significa aumento do número de organismos, e não do seu tamanho.



O tempo requerido para que uma nova célula volte a se bipartir, denominado "tempo de geração", varia de 20 minutos até alguns dias, em função das condições ambientais, da disponibilidade de nutrientes e de outros fatores. Isso significa que, caso as condições ambientais se mantenham favoráveis, a população bacteriana dobra a cada tempo de geração, em crescimento geométrico.

Na prática, no entanto, o crescimento bacteriano pode ser limitado por diversos fatores. Os mais importantes, são temperatura; pH; tensão de oxigênio e umidade, conforme veremos a seguir.

4.4.6.1.1 Temperatura

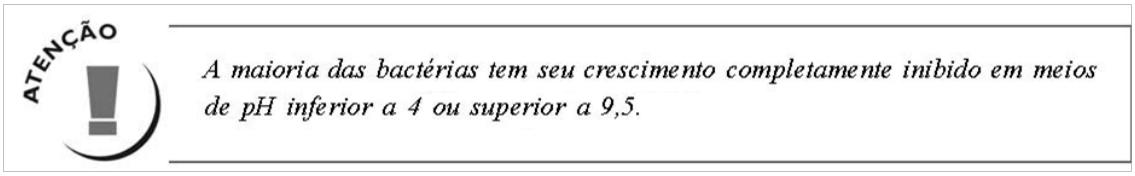
Cada espécie se reproduz em uma determinada faixa de temperatura; isso significa que a temperatura pode agir como fator de seleção de espécies. Considerando as faixas propícias à reprodução, as bactérias, em geral, são classificadas em:

- **psicrófilas** – sobrevivem na faixa de 2°C a 20°C , sendo considerada como faixa ótima a de 12°C a 18°C;
- **mesófilas** – sobrevivem na faixa de 20°C a 45°C, sendo considerada como faixa ótima a de 28°C a 38°C; e
- **termófilas** – sobrevivem na faixa de 45°C a 75°C , sendo considerada como faixa ótima a de 55°C a 65°C.

Além de ter efeito seletivo, a temperatura influi fortemente sobre a taxa de crescimento bacteriano; esse efeito é exponencial, duplicando a taxa a cada incremento de 10°C.

4.4.6.1.2 pH

A maioria das espécies bacterianas é favorecida por um pH próximo da neutralidade, sendo a faixa ótima situada entre 6,5 e 7,5. Fora desta faixa, a taxa de crescimento se reduz drasticamente.



4.4.6.1.3 Tensão de oxigênio

Segundo a forma pela qual utilizam o oxigênio para suas reações metabólicas, as bactérias podem se classificar em: essencialmente aeróbias, essencialmente anaeróbias, e facultativas.

As primeiras apenas sobrevivem na presença de oxigênio livre. As essencialmente anaeróbias sobrevivem apenas na ausência do oxigênio, que é inibidor de seu crescimento. E as facultativas podem se utilizar ou não do oxigênio livre, empregando tanto o metabolismo aeróbio quanto o anaeróbio. No entanto, utilizam, preferivelmente, o oxigênio livre, ou seja, sempre que houver disponibilidade de oxigênio no ambiente elas se comportam como aeróbias.

4.4.6.1.4 Umidade

A água é essencial para o crescimento bacteriano. As bactérias apenas se reproduzem em meio líquido. A maioria das espécies é insensível à salinidade do meio.

4.5 Metabolismo dos seres vivos

Os processos biológicos de tratamento de esgotos se alicerçam na capacidade apresentada por certos organismos de estabilizar bioquimicamente um substrato orgânico. O processo em que um organismo se utiliza de um dado substrato para a produção de energia vital e novo material celular denomina-se metabolismo. A unidade de tratamento em que se promovem tais fenômenos é o reator biológico.

O objetivo do tratamento biológico é reduzir a massa de substrato contida no esgoto para impedir que esse substrato venha a ser consumido no corpo receptor, provocando queda do teor de oxigênio dissolvido nas águas desse corpo receptor. A redução da massa de substrato é efetuada pelo metabolismo dos organismos presentes através de reações bioquímicas extremamente complexas.

O substrato orgânico contido nos esgotos domésticos é bastante heterogêneo, constituído por uma enorme diversidade de compostos. A biota existente em um reator biológico também é complexa, sendo formada por uma grande quantidade de organismos de variadas espécies. Nela, coexistem bactérias, fungos, algas, protozoários rotíferos, crustáceos e diversas outras espécies. A distribuição relativa do número e das espécies de organismos oferece um quadro das condições de equilíbrio do

sistema e de sua capacidade de reduzir o substrato. Entretanto, no que concerne à remoção de substrato, as bactérias são, de longe, as mais importantes nos processos de tratamento.

4.5.1 Processo metabólico das bactérias aeróbias

Algumas unidades de tratamento utilizam organismos anaeróbios e serão discutidas no Item 7. Contudo, a maioria dos reatores biológicos emprega organismos aeróbios. Tanto em um caso quanto em outro, as bactérias são predominantes.

O processo metabólico das bactérias aeróbias pode ser entendido, de forma simplificada, como a soma de três atividades concomitantes: osmose, síntese e respiração endógena, conforme veremos a seguir.

4.5.1.1 Osmose

O substrato é removido do ambiente para o interior do organismo por osmose através da membrana celular. Ele provém seja dos compostos dissolvidos do meio, seja dos compostos previamente adsorvidos e hidrolisados (solubilizados) pelas enzimas segregadas pelo organismo. O substrato introduzido na célula é utilizado tanto como fonte de energia quanto como matéria-prima para "fabricação" (ou síntese) do material celular dos organismos. O acúmulo do substrato no interior da célula corresponde a um armazenamento de energia.

4.5.1.2 Síntese

Parte do substrato armazenado é utilizada para a formação do material celular por meio de uma série de reações bioquímicas extremamente complexas. Tais reações utilizam como **reagentes** determinados compostos presentes no ambiente e como **catalisadores** as enzimas produzidas pelas próprias células (é a ação catalítica das enzimas que caracteriza as reações bioquímicas). Essas enzimas são essenciais para o metabolismo, sendo específicas para cada substrato, ou seja: a célula deve produzir uma enzima para cada tipo de substrato utilizado.

Por meio das reações de síntese as células conseguem produzir todo o seu material celular a partir de compostos mais simples, presentes no ambiente.

Esses compostos são denominados **nutrientes**. Os nutrientes essenciais são os compostos do elemento carbono. De fato, a matéria orgânica pode ser definida como "o grande conjunto de compostos de carbono encontrados no ambiente natural". São essencialmente com estes compostos de carbono (e hidrogênio) que as bactérias "fabricam" (sintetizam) todo o seu material celular.

Mas não apenas com eles: outros elementos também são essenciais. Os mais importantes (ou seja, os utilizados em maior quantidade e que, por isso, devem estar presentes no ambiente em maiores concentrações) são nitrogênio, fósforo e potássio, nesta ordem. Além deles, são ainda indispensáveis para a síntese do material celular os chamados "micronutrientes", consumidos em muito menor quantidade: enxofre, magnésio, cálcio, ferro, cobalto, zinco, cobre e molibdênio. A ausência de qualquer um deles no meio em que proliferam as bactérias pode impedir sua reprodução (em outras palavras: qualquer um deles pode funcionar como nutriente limitante), mas no que toca aos micronutrientes, basta a presença de traços do elemento para garantir o prosseguimento da síntese.

No que diz respeito aos esgotos sanitários, essa ação inibitória raramente se manifesta posto que ele contém as quantidades necessárias de todos os elementos nutrientes necessários. Mas a ausência de qualquer deles pode ser um fator essencial para o tratamento biológico de certos efluentes industriais, inibindo o processo. Porém, constatado o problema, a adição de pequenas quantidades de fertilizantes químicos em geral basta para resolvê-lo.

A ação de síntese se dá no interior da célula, onde reações catalisadas por enzimas geram produtos cada vez mais complexos. Por exemplo: compostos de nitrogênio e de carbono podem ser combinados para gerar aminoácidos, que por sua vez são utilizados para produzir proteínas que podem servir de matéria prima para compostos mais complexos e assim por diante.

As reações bioquímicas não consistem de um único passo, como as reações químicas, mas na sucessão de reações encadeadas, cada uma gerando um produto intermediário, até que se chegue ao produto final. Como mencionado acima, cada uma dessas reações intermediárias é catalisada por uma enzima específica, gerada pelo próprio organismo.

O material celular gerado por uma bactéria é utilizado para a reprodução, ou seja, para gerar novas células. Assim, a expressão "crescimento bacteriano" implica aumento da massa de bactérias, porém não pelo aumento do tamanho das células, mas sim pelo crescimento da população bacteriana.

O processo de síntese de material celular é denominado **anabolismo**.

4.5.1.3 Respiração endógena

Sendo a síntese um processo que produz moléculas mais complexas a partir de moléculas mais simples, impõe certo dispêndio de energia. Além da energia dispendida nos processos anabólicos, o ser vivo necessita de energia para desempenhar certas funções vitais como motilidade, transporte de massa no interior da célula, etc. Essa energia é obtida pela oxidação de parte do substrato previamente armazenado.

O processo de produção de energia vital denomina-se **catabolismo**.

Assim, parte do substrato orgânico introduzido na célula é utilizado para formação de novo material celular (anabolismo) e o restante usado para a produção de energia (catabolismo). Ao processo global de utilização de substrato, constituído por essas duas fases concomitantes, denomina-se **metabolismo**.

Reações de oxidação geralmente liberam energia sob a forma de calor. Entretanto, como as bactérias não são máquinas térmicas, não podem utilizar a energia assim liberada. Por isto a energia gerada pelo catabolismo é armazenada sob a forma de um composto de elevado teor energético (Trifosfato de Adenosina, ou ATP), através de um ciclo altamente complexo de reações enzimáticas coordenadas, nas quais as perdas de energia térmica são minimizadas. O composto diretamente metabolizado para a produção de energia é a glicose ($C_6H_{12}0_6$). Como vimos, sua oxidação aeróbia pode ser representada, de modo simplificado, pela reação expressa na Equação 4-1.

Convém notar que, por se tratar de uma reação bioquímica, esta equação é uma representação extremamente simplificada de uma cadeia de 21 reações sucessivas, cada uma delas catalisada por uma enzima específica, nas quais a glicose, através do ciclo Embden-Meyeroff-Parnas (ou ciclo EMP), é transformada em ácido pirúvico que, posteriormente, é oxidado através do denominado ciclo de Krebs, com a produção de água, gás carbônico e energia. A energia é, então, armazenada sob a forma de trifosfato de adenosina (ATP) e utilizada pelo organismo nas reações de síntese e demais funções vitais.

A energia vital é essencial à sobrevivência do organismo, especialmente em condições ambientais adversas. Assim, em certas condições, sobretudo quando há escassez de substrato no ambiente, a célula obtém energia da seguinte forma:

- inicialmente, pela oxidação de substrato armazenado em seu interior;
- a seguir, pela oxidação do próprio material celular, ou seja, a célula se utiliza como substrato do material celular previamente sintetizado por si mesma ou por outras células.

Esse processo de utilização do material celular é denominado **respiração endógena**.

Conforme visto anteriormente, 90% do peso seco do material celular é constituído de matéria orgânica, o que permite, à guisa de simplificação, adotar a massa dos SSV (Sólidos em Suspensão Voláteis) presente no reator biológico para representar com uma aproximação razoável a massa de organismos.

Entretanto, nem toda a matéria orgânica é biodegradável, ou seja, pode ser utilizada pelos organismos como fonte de energia na respiração endógena. Uma fração **f** da massa do material celular é constituída por sólidos voláteis, dificilmente biodegradáveis, formados em sua maioria por polissacarídeos complexos oriundos da cápsula bacteriana. Isso significa que uma fração da massa dos sólidos voláteis oriunda do material celular dos organismos consumidos por respiração endógena tende a permanecer no sistema, já que são rejeitados pelos demais organismos – o que faz com que a concentração (ou massa) de SSV presentes no reator represente apenas aproximadamente a concentração (ou massa) de organismos ativos.

Na biota contida nos reatores biológicos usados para tratamento de esgotos sanitários a fração dificilmente biodegradável do material celular **f** é constante e usualmente assume o valor de 0,2 – o que significa que 20% da massa das células consumidas por respiração endógena permanecem no sistema na forma de Sólidos em Suspensão Voláteis não biodegradáveis. Essa parcela dos SSV é denominada **resíduo endógeno** e se torna maior à proporção que diminui a disponibilidade de substrato.

Como veremos, a respiração endógena assume maior importância em condições de escassez de substrato. Nesta situação é maior a tendência para o acúmulo de SSV não biodegradáveis oriundos da respiração endógena. Nestes casos, a massa dos SSV representa a massa de organismos ativos no sistema com menor grau de aproximação.

Este fenômeno, como veremos adiante, assume importância significativa nos processos de tratamento em que o tempo de permanência dos organismos no sistema é elevado, como a variante do processo de LA (Lodos Ativados) denominada **aeração prolongada.**

4.6 Cinética do crescimento bacteriano e remoção do substrato

Como vimos no Item 4.4 a biota de um reator biológico é extremamente diversificada, composta por grande variedade de grupos de organismos.

Embora uma análise biológica que identifique e quantifique estes organismos seja extremamente útil como informação sobre o estado de equilíbrio do sistema, a maioria desses grupos de organismos exerce um papel secundário face à importância das bactérias.

De fato, além de predominarem com grande margem sobre todos os demais organismos, são elas as principais responsáveis pelo tratamento biológico propriamente dito, ou seja, pela maior parte do consumo (e a consequente redução da concentração) da matéria orgânica contida nos esgotos.

Um processo biológico de tratamento de esgotos se baseia na utilização de bactérias para reduzir o conteúdo orgânico do afluente, reduzindo assim seu impacto sobre o corpo receptor no que toca ao consumo de oxigênio (ver Item 2.3). Simplificadamente, o tratamento consiste em manter no reator biológico condições adequadas para a manutenção da vida destas bactérias e encaminhar para ele o esgoto bruto ou o efluente do tratamento primário, de forma que as os organismos ali presentes (predominantemente bactérias) utilizem a matéria orgânica (ou substrato orgânico) como alimento, reduzindo assim sua concentração antes de lançar o efluente tratado ao corpo receptor.

Como vimos no Item 4.5, a maioria dos processos de tratamento biológico recorre ao metabolismo dos organismos aeróbios. Por isso a análise a seguir será feita com base no metabolismo deste tipo de organismos.

Para manter em bom funcionamento (operar convenientemente) as unidades de tratamento biológico de uma Estação de Tratamento de Esgotos (ETE) por processo aeróbio, além de fornecer a quantidade necessária de oxigênio e manter no reator biológico condições adequadas à vida das bactérias (temperatura, pH, etc.), é preciso cuidar para que a quantidade (ou massa) de organismos ali presente seja a necessária e suficiente para receber e utilizar como alimento a quantidade (ou massa) de matéria orgânica fornecida ao longo do tempo.

Para isto é imprescindível quantificar a rapidez com que os organismos crescem e consomem o substrato orgânico no interior do reator biológico e estabelecer que quantidade (massa) de organismos deve ser mantida no processo.

4.6.1.1 Curva de crescimento bacteriano e remoção de substrato

Para estabelecermos a cinética do crescimento bacteriano e consumo de substrato orgânico iremos utilizar um reator biológico de laboratório.

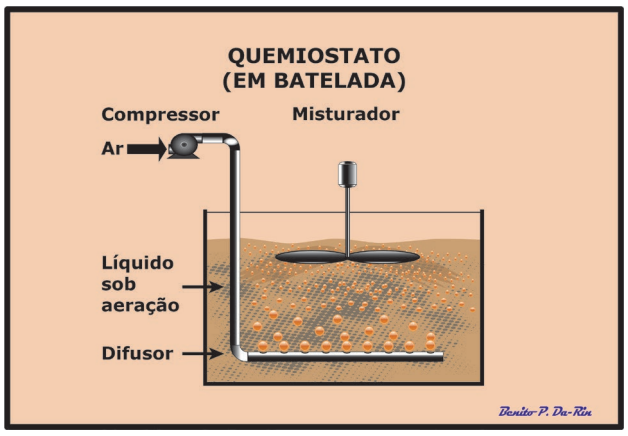


Figura 4-7 – Reator em batelada

O reator de laboratório consiste essencialmente de um vaso com alguns litros de capacidade dotado de dispositivo misturador e de um sistema difusor alimentado por um compressor que fornece continuamente ar para a massa líquida, onde se dissolverá o oxigênio nele contido.

O misturador destina-se a agitar o líquido de modo que o conteúdo do reator possa ser considerado homogêneo. Desta forma, teoricamente, as características do líquido podem ser consideradas rigorosamente iguais em qualquer ponto do interior do reator. Um reator assim homogeneizado denomina-se reator em "mistura completa" (ou "*complete mixing*", em inglês).

Um reator deste tipo (no qual não há adição ou remoção de esgotos) denomina-se "reator em batelada" cujo diagrama esquemático é mostrado na Figura 4-7. Em seu interior os organismos irão consumir o substrato e se multiplicar, aumentando sua população (e, portanto, sua massa).

Seja **S** a concentração de substrato orgânico e **Xa** a concentração de organismos ativos (vivos, constituídos por células viáveis capazes de se reproduzir) no interior do reator. Esses valores tendem a variar à medida que os organismos consomem o substrato e se multiplicam.

Esta variação pode ser representada graficamente. Na Figura 4-8 os pequenos losangos representam os valores das concentrações **Xa** ao longo do tempo e a curva a eles ajustada mostra a variação desta concentração (note que esta curva é apresentada em escala logarítmica, por isso o eixo de suas ordenadas representa o "logaritmo do número de organismos"). Além disso, consta ainda do gráfico as curvas que representam as variações ao longo do tempo das concentrações de matéria orgânica (substrato) expressas tanto em termos de DBO quanto de DQO.

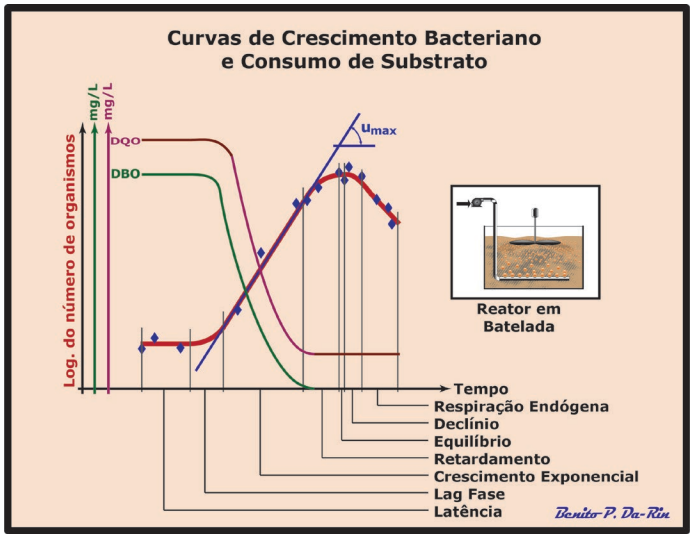


Figura 4-8 – Crescimento bacteriano e consumo de substrato

Analisemos o que ocorre no interior deste reator em batelada ao longo do tempo.

Fase de Latência - Nos instantes iniciais, e por um certo período, não há qualquer variação na concentração **Xa**. Este período no qual não há crescimento da população denomina-se "Fase de Latência", durante a qual os organismos se "aclimatam" ao novo ambiente. Como ainda não há reprodução de organismos, não há consumo de substrato e por isso as concentrações de DBO e DQO permanecem igualmente estáveis.

Lag Fase ou Fase de Aceleração – A partir de um dado momento os organismos começam a se adaptar às novas condições ambientais. Alguns se adaptam antes, outros um pouco mais tarde, por isso o aumento da população se dá paulatinamente. Esta fase se denomina "Lag Fase" e corresponde ao

primeiro trecho curvo ascendente da curva de variação da concentração de organismos. Como há crescimento do número de organismos, há consumo de substrato orgânico. Por isso as curvas que representam as concentrações de DQO e DBO começam a se fletir para baixo.

Log Fase ou Fase de Crescimento Exponencial - A partir de um dado instante, todos os organismos (e seus descendentes) se encontram inteiramente adaptados às novas (e ideais) condições ambientais. Como estas condições são excepcionalmente adequadas (alta concentração de matéria orgânica para uma população ainda pequena, o que garante a abundância de alimento, além de serem mantidos nas faixas ideais o pH, temperatura e concentração de oxigênio), o crescimento ocorre na taxa máxima. Isto porque a reprodução das bactérias se dá por cissiparidade, o que faz com que a população dobre a cada tempo de geração (Ver Item 4.4.6.1). Note que, em um gráfico logarítmico, um trecho reto ascendente da curva de variação corresponde a um aumento exponencial da variável, o que justifica a denominação de "fase de crescimento exponencial" (alguns autores a denominam "fase de crescimento logaritmo", um nome pouco apropriado do ponto de vista matemático). A taxa de crescimento (**u**) é representada pela tangente do ângulo da curva (no caso, uma reta) com a horizontal. Como nesta fase ela é máxima e constante, está representada na figura como $\mathbf{u_{max}}$. Sendo tão rápido o aumento da população, o consumo de substrato é elevado, o que faz com que as curvas de variação de DBO e DQO decresçam de forma igualmente rápida.

Fase de Retardamento – Durante a Log Fase a população cresceu exponencialmente e a concentração de substrato reduziu-se de forma igualmente rápida. Como se trata de um reator em batelada, onde não há reposição da matéria orgânica consumida, a proporção entre alimento e população se inverte, pois esta última cresce enquanto o alimento começa a escassear. Nesta fase, ainda há crescimento, porém cada vez mais lento, posto que a disponibilidade de alimento é cada vez menor, decrescendo até zero. Isto ocorre no momento representado pelo ponto em que a curva de variação de DBO toca o eixo das abcissas. Neste instante a matéria orgânica biodegradável se esgotou completamente (a curva de DQO ainda se mantém em um patamar superior devido a concentração remanescente dos compostos orgânicos não biodegradáveis). A partir daí a curva de crescimento da população se inflete drasticamente até tangenciar a horizontal no final desta fase, pois o pouco crescimento que ocorre na ausência de alimento se deve ao consumo do material celular dos organismos que "morrem" por falta de alimento e liberam seu material celular (matéria orgânica) para o meio líquido devido à ruptura da parede e membrana celular (um fenômeno denominado "lise bacteriana").

Fase Estacionária – Nesta fase a população não se altera, posto que o número de organismos que morrem e liberam seu material celular para o meio líquido se equipara ao dos novos organismos gerados no sistema. Já não há material biodegradável proveniente do esgoto no ambiente, de modo que a curva de variação da DQO assume a forma de uma reta horizontal. Esta fase é extremamente curta.

Fase de Declínio – Nesta fase o número de organismos que não conseguem sobreviver devido à escassez de alimento é maior que o número de novos organismos formados pelo consumo do material celular dos primeiros. Nela, portanto, a taxa de crescimento é negativa e a população diminui, o que faz a curva de crescimento fletir para baixo cada vez mais acentuadamente. A disponibilidade de substrato orgânico é praticamente nula.

Fase de Respiração Endógena ou de Morte Exponencial – Neste trecho já não há mais substrato orgânico no ambiente. Os organismos passam a morrer cada vez mais rapidamente e já não se reproduzem. A curva de crescimento assume a forma de uma reta inclinada para baixo, o que significa máximo crescimento negativo (ou máximo decréscimo) populacional.

As curvas de crescimento bacteriano e consumo de substrato acima descritas correspondem à variação da população e da concentração de substrato em um reator em batelada, ou seja, onde não há adição de substrato. Embora fornecendo informações valiosas sobre a cinética do processo, ela não se presta à interpretação do que ocorre em um reator biológico de uma ETE, onde a admissão de matéria orgânica é ininterrupta.

Para a formulação de um modelo matemático que simule o que se passa no reator biológico de uma ETE, que trata continuamente todo o esgoto que recebe, as informações obtidas da observação do reator em batelada que acabamos de analisar não são suficientes. Para esta tarefa se torna necessária a análise do comportamento de um quemiostato (ou reator biológico) em funcionamento contínuo.

Um "reator contínuo" assemelha-se bastante a um reator em batelada. A única diferença consiste no fato de que ele é alimentado continuamente com uma vazão constante **Q** de esgotos contendo uma concentração igualmente constante de matéria orgânica **Si** (em geral expressa em termos de Demanda Bioquímica de Oxigênio) e dele é removida continuamente a mesma vazão **Q** de modo a manter constante o volume **V** do reator.

4.6.1.2 Funcionamento de um reator contínuo

A Figura 4-9 representa esquematicamente um reator contínuo com seus principais parâmetros. Note que sendo ele um reator em mistura completa e sendo o efluente removido de um ponto do interior do reator (teoricamente homogêneo), as concentrações de quaisquer substâncias contidas neste efluente serão rigorosamente as mesmas vigentes em qualquer ponto do interior do reator.

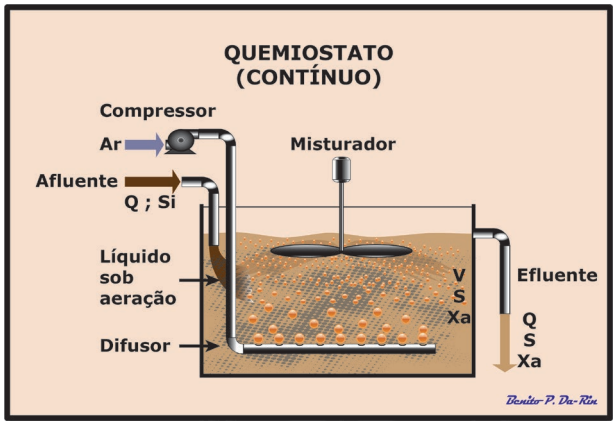


Figura 4-9 – Reator contínuo

Ao examinarmos o comportamento de um reator em batelada no item anterior, vimos que à medida que aumenta a população de organismos em seu interior a concentração de substrato orgânico decresce até chegar a zero, ponto a partir do qual a população passa a se reduzir posto que os organismos não mais se reproduzem por falta de alimento.

Já no interior do reator contínuo, que é permanentemente alimentado com esgoto que contém certa concentração de matéria orgânica **Si**, como a massa de matéria orgânica consumida pelo metabolismo bacteriano é reposta com a carga orgânica introduzida com o afluente, a concentração de substrato orgânico em seu interior jamais cai a zero. Portanto sempre haverá crescimento bacteriano.

Imaginemos que acabamos de pôr em funcionamento um reator contínuo. Completamos seu volume útil com esgoto, pomos em funcionamento o difusor e o misturador e começamos a introduzir esgoto com uma vazão constante enquanto dele removemos continuamente a mesma vazão. Neste momento as concentrações de substrato orgânico e organismos ativos no reator são iguais àquelas exibidas pelo esgoto bruto, ou seja: a primeira é igual a **Si** e a segunda muito próxima de zero (já que a população de organismos ativos no esgoto bruto é extremamente baixa). Portanto, para todos os efeitos práticos, as condições iniciais são exatamente as mesmas que se estabeleceram no início da operação do reator em batelada.

Sendo assim, à medida que o substrato orgânico passa a ser consumido pelos poucos organismos presentes, a população destes organismos começa a crescer em virtude da metabolização do substrato – cuja concentração passa a se reduzir em virtude deste consumo.

Porém, no reator contínuo, a adição de esgoto e a remoção do efluente introduzem duas diferenças fundamentais. A primeira é que a concentração de substrato não diminui tão rapidamente, já que parte dele é reposta pelo afluente. A segunda é que a população bacteriana também não aumenta tão depressa, já que parte dela é igualmente removida com o efluente (ver Figura 4-9).

Examinemos mais atentamente este comportamento. No início do funcionamento do reator contínuo, semelhantemente ao que ocorre no reator em batelada, temos duas tendências: o rápido crescimento da população (em virtude da abundância de alimento) e a lenta redução da concentração de substrato orgânico (em virtude da pequena população ali presente). Porém, à medida que o fenômeno prossegue e a concentração de substrato se reduz, a taxa de crescimento da população decresce, já que a disponibilidade de alimento passa a ser o principal fator condicionante do crescimento da população. Ou seja: diferentemente do que ocorre no reator em batelada, no reator contínuo a taxa de crescimento da população torna-se mais lenta ao longo do tempo – porém jamais se anulará porque sempre haverá substrato presente devido ao aporte do afluente. Já a taxa de consumo desse substrato passa a se acelerar, posto que a população tende sempre a crescer.

Observação

O parâmetro "taxa" se refere sempre à variação de uma grandeza ao longo do tempo. Assim, a "taxa de crescimento populacional" se refere à variação (no caso, aumento) do número – ou da massa – de organismos ao longo do tempo e a "taxa de consumo de substrato" à variação (no caso, redução) da concentração – ou massa – de substrato ao longo do tempo.

Ora, estamos então diante de um reator no qual, no estágio inicial de funcionamento, o aumento da população (e, portanto, da concentração **Xa**) ocorre de forma contínua, porém cada vez mais lenta ao passo que, devido ao aumento desta população, o consumo de substrato orgânico (com a consequente redução da concentração **S** em seu interior) também é contínuo, porém cada vez mais rápido.

Porém há que considerar que neste tipo de reator parte da população se evade do sistema. Esta massa de organismos que se perde com o efluente na unidade de tempo é igual ao produto (**Q.Xa)** (observe a Figura 4-9).

Como sabemos, no início do funcionamento do processo, **Xa** tende a aumentar ao longo do tempo enquanto **S** tende a diminuir.

Como vimos no Item 4.5.1.2, o crescimento da massa de organismos se dá em função da massa de matéria orgânica por eles consumida – e quanto maior a disponibilidade de alimento, mais rápido é esse crescimento.

No período inicial do funcionamento do reator contínuo a população aumenta ao longo do tempo, com o consequente aumento de sua concentração **Xa**. E, justamente devido a esse aumento de **Xa**, a massa de organismos removida com o efluente (com vazão constante) tende igualmente a aumentar, posto que é igual ao produto (**Q.Xa),** onde **Q** se mantém constante mas **Xa** cresce (ver Figura 4-9).

Ora, fatalmente há de chegar o momento em que o crescimento da massa (ou população) de organismos no interior do reator será rigorosamente compensado pela perda da massa (ou população) pelo o efluente.

Quando isto ocorrer, a concentração **Xa** no interior do reator passa a ser constante – não porque os organismos cessaram de se multiplicar, mas porque seu crescimento é compensado pela perda de população removida com o efluente. Tudo se passa como em uma pequena cidade na qual a cada criança que nasce um adulto se evade: os indivíduos continuam a se reproduzir, mas a população permanece sempre a mesma.

Ora, uma população estável tende a consumir ao longo do tempo a mesma massa de substrato. Portanto, sendo a população constante, o consumo de substrato no interior do reator passa a ser igualmente constante ao longo do tempo. E a pequena "sobra" deixa o reator (em mistura completa) na mesma concentração **S** de seu interior, removida pela vazão **Q**, também constante.

O resultado disto é que enquanto a vazão e concentração de substrato no afluente se mantiverem constantes nos seus valores iniciais **Q** e **Si**, as concentrações **Xa** e **S** no interior do reator (e no efluente, posto que o reator é completamente misturado) se manterão igualmente constantes.

Será então alcançado um ponto de equilíbrio no qual o aumento da massa de organismos gerados no interior do reator devido ao consumo de substrato é rigorosamente igual à massa de organismos que se perde com o efluente. A partir deste ponto o sistema passa a ser estável e os valores de todos os seus parâmetros se manterão constantes ao longo do tempo.

Este estado de equilíbrio se denomina "regime permanente" ou, em inglês, "*steady state*".

4.6.1.3 Formulação do modelo matemático

Como vimos no item anterior, quando um reator contínuo atinge o regime permanente os valores de seus parâmetros característicos se mantêm constantes ao longo do tempo.

Os valores numéricos assumidos pelos parâmetros de cada sistema após estabelecido o regime permanente dependem das características do sistema e do afluente. Mais especificamente: do volume do reator, da vazão afluente **Q**, da concentração de substrato **Si** neste afluente e do tipo do afluente, seja ele esgoto doméstico, despejo industrial desta ou daquela indústria ou, simplesmente, um afluente formulado (água contendo certas concentrações de glicose, Nitrogênio, Fósforo e outros nutrientes e uma pequena quantidade de esgoto doméstico ou de lodo colhido em outro reator para inocular os organismos necessários ao funcionamento do processo biológico; muitas das experiências de laboratório em reatores contínuos são efetuadas com afluente formulado).

Mas sejam quais forem as condições, dois fenômenos sempre transcorrem no interior de um reator contínuo em regime permanente: 1) o substrato orgânico é consumido pelos microrganismos e 2)

parte da massa do substrato consumido é incorporada às células dos organismos que o consomem, fazendo crescer a população (ou massa) desses organismos.

O que nos interessa é estabelecer um modelo matemático que reproduza a evolução destes dois fenômenos ao longo do tempo, ou seja, quantifique sua cinética.

4.6.1.3.1 Modelo de Monod – Crescimento Bacteriano

O primeiro modelo matemático da cinética do crescimento de microrganismos foi proposto pelo biólogo francês Jacques Monod em 1949. Monod, um dos agraciados com o Prêmio Nobel de Medicina de 1965 (juntamente com F. Jacob e A. Lwoff) por seus trabalhos sobre controle genético da síntese de enzimas e vírus, observou o crescimento de culturas bacterianas em ambientes líquidos onde o principal fator limitante deste crescimento era a concentração de substrato e concluiu que a taxa de crescimento populacional variava em função da concentração de substrato no meio.

O Modelo de Monod é expresso pela Equação 4-4, mais conhecida como "Equação de Monod":

$$u = \frac{u_{max} \cdot S}{K_s + S} \qquad \text{Equação 4-4}$$

Onde:

u: Taxa específica de crescimento bacteriano (kg/d.kg ou dia^{-1});

$\mathbf{u_{max}}$: Taxa específica máxima de crescimento bacteriano (dia^{-1});

S: Concentração de substrato no meio líquido (kg/m^3 ou mg/L);

$\mathbf{K_s}$: "Constante de Saturação", cujo valor é igual à concentração de substrato na qual a taxa de crescimento é igual à metade da taxa de crescimento máxima (kg/m^3 ou mg/L) – ver Figura 4-10.

A taxa de crescimento específica **u** da população bacteriana é a relação entre o aumento da massa de organismos em um dado intervalo referida à unidade de massa destes organismos, ou seja, exprime o aumento de massa **de cada** organismo (ou **de cada unidade de massa** de organismos) naquele intervalo (exemplificando: a taxa específica de crescimento fornece "quantos miligramas de organismos foram gerados durante um dia **por cada** miligrama de organismos ativos contidos no reator"). Sua dimensão é, então, (kg/dia.kg) ou dia^{-1}.

Nestes termos, **u** pode ser definida pela Equação 4-5:

$$u = \frac{dMX_a/dt}{MX_a} \qquad \text{Equação 4-5}$$

Onde:

u: taxa específica de crescimento (dia^{-1});

MXa: massa de organismos ativos contida no reator (mg); e

DMXa/dt: variação desta massa ao longo do intervalo **dt** (dia^{-1}).

Levando-se em conta que em um sistema em regime permanente e volume constante as relações entre massas equivalem a relações entre concentrações, **u** pode também ser expressa como:

$$u = \frac{dX_a/dt}{X_a} \qquad \text{Equação 4-6}$$

Onde **Xa** (mg/L) é a concentração de organismos ativos no interior do reator e os demais parâmetros já foram definidos.

Para determinar os valores numéricos de **u** correspondentes a diferentes concentrações **S** em distintos quimiostatos operando em regime permanente recebendo o mesmo tipo de afluente (aquele para o qual se deseja determinar os valores das constantes do processo; em nosso caso, esgoto sanitário) basta levar em conta que a massa de organismos gerada em cada quimiostato (ou seja, correspondente à sua concentração **S**) em um dado intervalo é igual à massa removida do quimiostato no mesmo intervalo.

Desta forma, operando-se diversos reatores cujos regimes permanentes sejam estabelecidos em diferentes concentrações de substrato **S**, pode-se determinar a taxa de crescimento específica correspondente a cada uma destas concentrações. Dispondo-se de um número suficiente de pares de valores **u**; **S** pode-se lançar estes pares em um conjunto de eixos coordenados e a eles ajustar uma curva.

Esta curva representa a variação da taxa de crescimento específica **u** em função da concentração de substrato no meio líquido **S** e é exibida na Figura 4-10, onde estão ainda representados os diferentes parâmetros da Equação de Monod (Equação 4-4). Nela se pode perceber que a curva tem as características de um ramo de hipérbole e que se aproxima assintoticamente de uma reta horizontal cuja ordenada é $\mathbf{u_{max}}$.

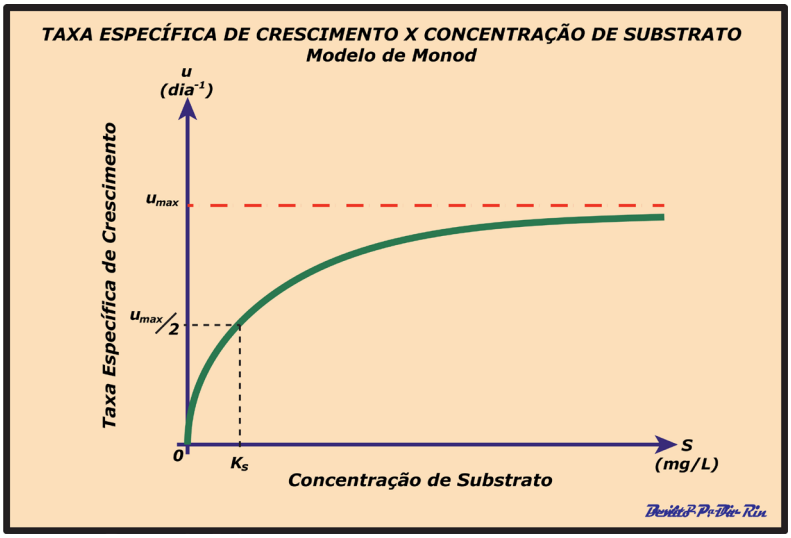


Figura 4-10 – Relação entre u e S

A interpretação desta curva – que representa o modelo de Monod – mostra que:

- Em reatores onde a concentração de substrato é pequena, a variação da taxa específica de crescimento se dá em função desta concentração, ou seja: quanto maior a concentração de substrato no meio líquido, mais alta é a taxa específica de crescimento. Em outras palavras: nestas condições, quanto mais substrato existe no ambiente à disposição dos organismos, mais rapidamente eles se reproduzem = o que condiz com os dados obtidos da observação da curva de crescimento bacteriano e remoção de substrato no reator em batelada.
- Em reatores onde a concentração de substrato é muito elevada, a taxa específica de crescimento pouco varia, se mantendo próxima de seu valor máximo, $\mathbf{u_{max}}$. Ou seja: acima de certa concentração de substrato (quando há farta disponibilidade de substrato no sistema),

os organismos não conseguem aumentar a rapidez com que consomem este substrato além de determinado limite e este limite é a taxa específica máxima de crescimento μ_{max}.

Isto acontece em virtude do fato de que, como vimos no Item 4.5.1, as reações metabólicas responsáveis tanto pela síntese do material celular (anabolismo) quanto pela produção de energia vital (catabolismo) são catalisadas por enzimas geradas pelos próprios organismos. Então, enquanto a produção de enzimas for suficiente para metabolizar todo o substrato disponível, o fator limitante do crescimento é a disponibilidade de substrato: quanto maior a concentração de substrato no meio, mais rapidamente ele é consumido e metabolizado pelos organismos que produzem enzimas na quantidade necessária para suprir este aumento. Porém a capacidade dos organismos para gerar enzimas é limitada. O que explica a inflexão apresentada pela curva de variação da taxa específica de crescimento: o aumento da disponibilidade de substrato (ou da concentração **S**) não é acompanhado por um aumento proporcional da produção de enzimas pelos organismos. O que faz com que, a partir de certo ponto, essa capacidade passe a ser o fator limitante do aumento da taxa específica de crescimento bacteriano. E quando e capacidade de produção de enzimas atinge seu valor máximo, o valor da taxa específica de crescimento cessa de aumentar e se mantém constante em seu valor máximo μ_{max}, não importando quanto venha a aumentar a disponibilidade de substrato, pois os organismos simplesmente não conseguem consumir todo esse substrato por não disporem de enzimas em quantidade suficiente para metabolizá-lo.

4.6.1.3.2 Modelo de Michaelis-Menten – Consumo de Substrato

O modelo de Michaelis-Menten é bastante semelhante ao de Monod. Porém, em vez de acompanhar a rapidez do crescimento da biomassa em reatores contínuos, observa a rapidez com que o substrato é consumido.

O modelo de Michaelis-Menten é fruto do trabalho conjunto do bioquímico alemão Leonor Michaelis e da médica canadense Maud Menten e se apresenta sob a forma de uma equação que descreve a cinética das reações enzimáticas (ou "velocidade" das reações catalisadas por enzimas).

O modelo baseou-se na observação da ação da enzima invertase que catalisa as reações bioquímicas que resultam na hidrólise da sucrose (substrato) em glicose e frutose (produtos). Ele considera que uma reação enzimática se processa em dois estágios. No primeiro, em uma reação reversível, a enzima E se liga ao substrato S e forma o complexo ES. No segundo, este complexo libera o produto P e regenera a enzima E. Estas duas reações podem ser representadas pela relação:

$$\boldsymbol{E + S \leftrightarrow ES \rightarrow E + P}.$$

Com base nas taxas de cada uma dessas reações, Michaelis e Menten concluíram que a taxa específica de consumo do substrato é determinada pela equação:

$$\boldsymbol{v = V_{max} \frac{S}{K_M + [S]}} \qquad \text{Equação 4-7}$$

Onde:

v: taxa específica de reação ou taxa específica de consumo de substrato (kg/kg.dia ou dia^{-1});

Vmax: taxa específica máxima de consumo de substrato (dia^{-1});

$\mathbf{K_M}$: Constante de Michaelis, igual a concentração de substrato para a qual a taxa específica de reação é igual à metade da taxa específica. Esta constante e rigorosamente equivalente à Constante de Saturação **Ks** do modelo de Monod (mg/L);

S: Concentração de substrato no meio (mg/L).

A Equação 4-7exprime a relação entre a rapidez com que o substrato é consumido no reator e a concentração desse substrato no mesmo reator. Sua representação gráfica é exibida Figura 4-10.

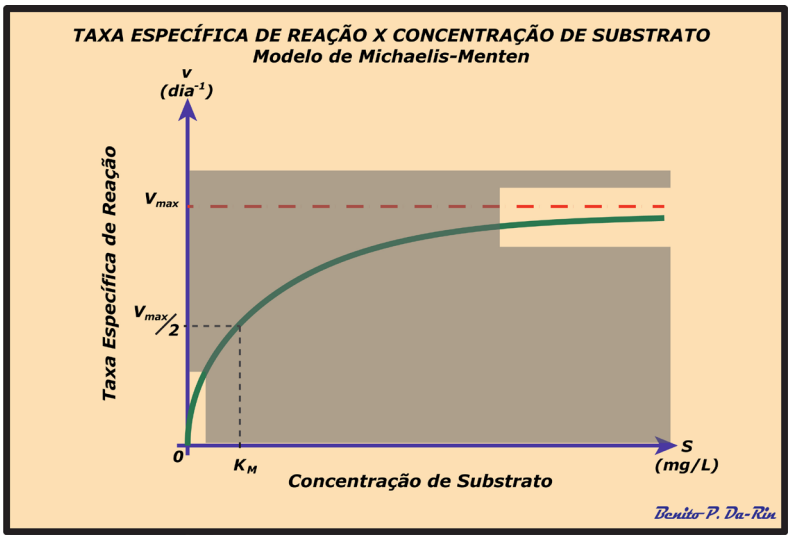


Figura 4-11 – Representação gráfica do modelo de Michaelis-Menten

Sendo **v** a taxa específica de consumo de substrato (ou seja, a massa de substrato consumida por dia pela unidade de massa de organismos), a Equação 4-7permite afirmar que:

$$v = \frac{dS/dt}{X_a} = V_{max}\frac{S}{K_M + [S]} \qquad \text{Equação 4-8}$$

Ou:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{V_{max}.S.X_a}{K_s + S} \qquad \text{Equação 4-9}$$

[note a similaridade entre as Figura 4-10 e Figura 4-11. Uma similaridade nada surpreendente posto que, como sabemos (ver Item 4.5.1.3), a produção de biomassa – cuja taxa específica de crescimento é mostrada na Figura 4-10 – é proporcional à massa de substrato consumida – cuja taxa específica de consumo é mostrada na Figura 4-11; como veremos adiante este fator de proporcionalidade é uma das constantes do processo].

O modelo de Michaelis-Menten é usualmente desdobrado para cobrir as duas regiões distintas da curva de variação da taxa de consumo de substrato destacadas na Figura 4-11 de acordo com a relação entre os valores **Ks** (ou $\mathbf{K_M}$) e **S**, cuja soma constitui o denominador da Equação 4-7.

Este desdobramento constitui o chamado "modelo simplificado" que, para efeitos práticos e dada a imprecisão inerente à modelagem dos fenômenos biológicos pode ser considerado perfeitamente satisfatório para representar o que se passa em um quimiostato contínuo onde a concentração de substrato é muito alta (modelo de ordem zero) ou muito baixa (modelo de primeira ordem).

4.6.1.3.2.1 Modelo Simplificado de Ordem Zero

A primeira dessas regiões corresponde ao trecho destacado na parte superior direita do gráfico da Figura 4-11. Ali os valores de **S** são muito maiores que os de **Ks** (ou **Km**), o que faz com que **Ks** passe a ser desprezível diante de **S.** Assim, o valor da soma $\mathbf{Ks + S}$ é praticamente igual a **S**.

Nestas condições o valor da taxa específica da reação **v** (ou taxa específica de consumo de substrato) passa a ser independente de **S** e assume um valor constante e igual a **Vmax**. Diz-se então que se trata de uma cinética de "ordem zero" e o modelo pode ser representado por:

$$\mathbf{v} = V_{max}\frac{S}{K_S + S} \cong V_{max}\frac{S}{S} = V_{max} \qquad \text{Equação 4-10}$$

Esta simplificação considera que na região correspondente (ver Figura 4-11) a curva de variação da taxa específica de reação **v** em função de **S** torna-se uma reta horizontal coincidente com a assíntota à curva (mostrada em tracejado na Figura 4-11) cuja ordenada é a taxa específica máxima de consumo de substrato **Vmax**. O resultado é representado graficamente na Figura 4-12:

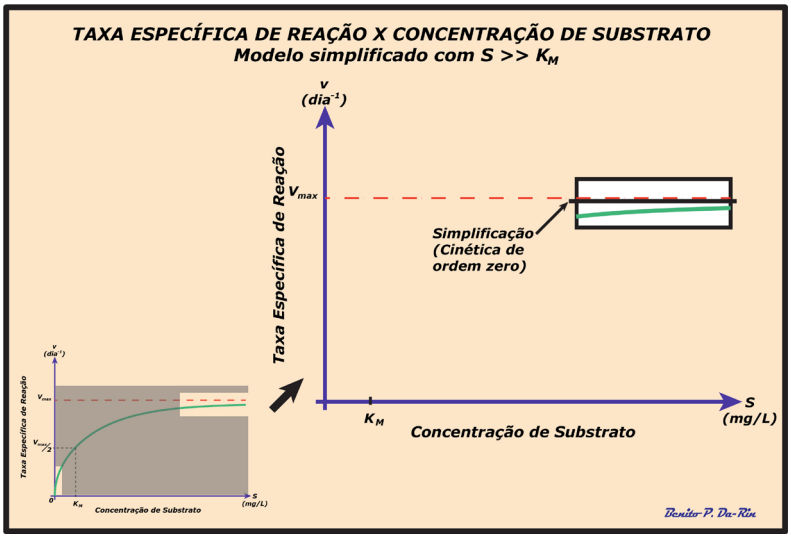


Figura 4-12 – Modelo simplificado com $S>>K_M$

O modelo simplificado de ordem zero acima descrito não é o ideal para simular o que ocorre nos reatores biológicos das ETEs pois, embora seu funcionamento se assemelhe ao de quimiostatos em operação contínua, no modelo simplificado de ordem zero a concentração **S** de substrato no reator (e, portanto, no efluente) é elevada – o que não se coaduna com o objetivo das Estações de Tratamento de Esgotos por processos biológicos, que é justamente reduzir a concentração de substrato orgânico a ser lançada no corpo receptor. As exceções correm por conta de alguns reatores usados no estágio de pretratamento cujo efluente será submetido a posterior depuração.

4.6.1.3.2.2 Modelo Simplificado de Primeira Ordem

A segunda região corresponde à região destacada na parte inferior esquerda da curva, próxima à origem, onde o valor da concentração **S** é muito menor que K_M (ou **Ks**), tornando-se praticamente desprezível face a este último. Ou seja: o valor da soma $Ks + S$ é aproximadamente igual a **Ks**.

Considerando que tanto **Vmax** como K_M são constantes, seu quociente também será constante e igual à "Taxa específica de remoção de substrato" **K**. Neste caso o modelo fica:

$$v = V_{max}\frac{S}{K_S + S} \cong V_{max}\frac{S}{K_S} = \frac{V_{max}}{K_S}S = K.S \qquad \text{Equação 4-11}$$

Onde:

K: Taxa de consumo de substrato (L/mg.dia)

e os demais parâmetros foram previamente definidos.

Esta equação corresponde a uma cinética de primeira ordem (ou seja, representa uma variação linear de **v** em função de **S**, o que corresponde assimilar o trecho inicial da curva a um segmento de reta). A representação gráfica desta simplificação é exibida na Figura 4-13.

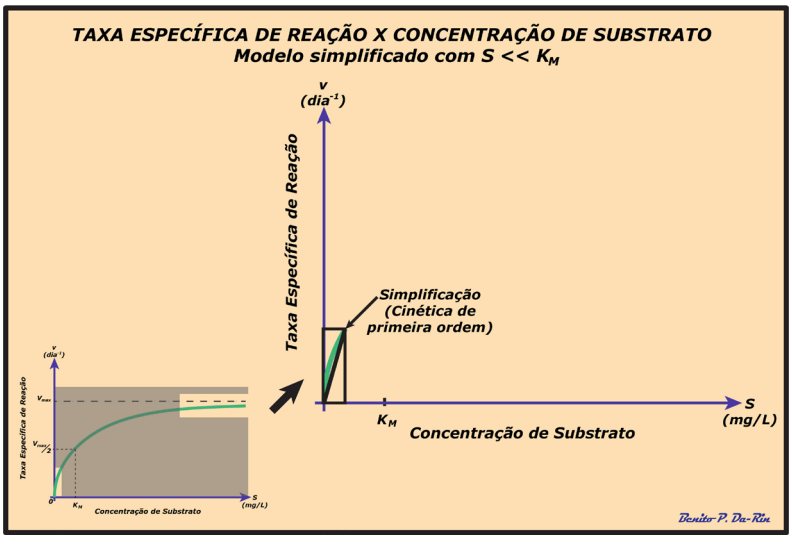


Figura 4-13 – Modelo simplificado com $S<<K_M$

O Modelo Simplificado de Primeira Ordem encontra farta aplicação no dimensionamento de reatores biológicos de ETEs, já que se aplica a situações onde a concentração de substrato orgânico nos reatores (e, portanto, em seu efluente) é pequena, justamente o objetivo precípuo das ETEs que empregam processo biológico.

Como representa a relação entre taxa específica de consumo de substrato e concentração de substrato no reator biológico, se presta para modelar qualquer processo biológico de tratamento, mas é particularmente útil para o dimensionamento e análise de reatores biológicos do processo de lodos ativados.

4.6.1.3.3 Crescimento Bacteriano e Consumo de Substrato

Note que a mera observação das Figura 4-10 e Figura 4-11 revela que o parâmetro **v** (taxa específica de consumo de substrato) do modelo de Michaelis-Menten é proporcional ao parâmetro **u** (taxa específica de crescimento bacteriano) do modelo de Monod. Isto ocorre porque, conforme vimos no Item 4.5, uma fração da massa de substrato consumida pelos microrganismos é utilizada para gerar energia vital (catabolismo ou produção de energia) enquanto a fração restante é utilizada como "matéria prima" para a produção de material celular (anabolismo ou síntese). Assim sendo, a massa de organismos sintetizada é proporcional à massa de substrato consumida e o fator de proporcionalidade é constante e denominado coeficiente de produção **Y** (adimensional).

Assim, considerando que em um sistema de volume constante as variações de massa são rigorosamente iguais às variações de concentração, podemos afirmar que:

$$(dXa)_s = -Y.dS$$ Equação 4-12

Onde:

(dXa)s: variação (aumento) da concentração de organismos pela síntese de material celular (mg/L);

dS: variação (redução) da concentração de substrato no sistema (mg/L);

Y: Coeficiente de Produção, que exprime a fração da massa (ou da concentração) de substrato que foi convertida em material celular (adimensional).

Dividindo ambos os membros da Equação 4-12 por **dt** teremos:

$$\frac{(dXa)_s}{dt} = -Y\frac{dS}{dt} \qquad \text{Equação 4-13}$$

Que, combinada com a Equação 4-4fornece:

$$u = \frac{(dXa)_s/dt}{X_a} = Y\frac{u_{max}.S}{K_s + S} \qquad \text{Equação 4-14}$$

Ou:

$$\frac{(dXa)_s}{dt} = Y\frac{u_{max}.S.X_a}{K_s + S} \qquad \text{Equação 4-15}$$

Equação que exprime o valor da taxa de específica de crescimento bacteriano em função da massa de substrato consumida ao longo do tempo.

Introduzindo nesta expressão as mesmas simplificações adotadas no modelo de Michaelis-Menten:

Quando **S >> Ks** (modelo de ordem zero):

$$u = \frac{(dXa)_s/dt}{X_a} = Y.u_{max} \qquad \text{Equação 4-16}$$

Quando **S<<Ks** (modelo de primeira ordem):

$$u = \frac{(dXa)_s/dt}{X_a} = Y.K.S \qquad \text{Equação 4-17}$$

A Equação 4-17exprime a taxa específica de crescimento bacteriano, segundo a qual a população aumenta em virtude da geração de novos organismos ativos devida à síntese.

Porém, como vimos no Item 4.5.1, os processos metabólicos de síntese (anabolismo) e respiração endógena (catabolismo) são concomitantes. Isto quer dizer que, por mais que se procure manter nos quimiostatos condições excelentes para a vida dos microrganismos, sempre haverá alguma destruição (lise) de células vivas cujo material celular é liberado para o ambiente e em grande parte consumido pelas demais bactérias. Portanto a variação específica efetiva (aquela que pode ser medida, ou observada) da massa de organismos ativos no reator referida à unidade de concentração (ou de massa) de organismos corresponde à soma algébrica dessas duas tendências: o crescimento específico da concentração (ou da massa) de organismos devido às novas células geradas pela síntese de material celular e a redução específica (ou seja, referida á unidade de concentração ou de massa) desta mesma concentração (ou massa) devido à ação da respiração endógena.

A primeira tendência (crescimento devido à síntese) é representada pela Equação 4-14(modelo completo) ou pela Equação 4-17(modelo simplificado de primeira ordem) e, como se pode concluir da observação dessas equações, depende da concentração de substrato no reator.

Quanto à segunda tendência (decréscimo devido à respiração endógena), demonstra-se experimentalmente que ela não varia com a concentração de substrato, mas sim que assume um valor constante e proporcional à concentração (ou massa) dos organismos ativos no sistema. Ou seja:

independentemente da concentração de substrato no meio, em um dado intervalo de tempo uma fração constante da população morre e a fração biodegradável de seu material celular é consumida pelos organismos sobreviventes.

A proporção entre organismos que são eliminados ao longo de um dado intervalo e população total de organismos no ambiente referida à unidade de massa dos organismos denomina-se "Taxa específica de respiração endógena" **b** e para cada tipo de despejo assume um valor constante. Ela pode ser definida por:

$$b = \frac{(dX_a)_e / dt}{X_a} \qquad \text{Equação 4-18}$$

Onde:

b: Taxa específica de respiração endógena (kg/kg.dia ou dia^{-1})

(dXa)e: decréscimo da concentração de organismos ativos devido à respiração endógena (mg/L);

Xa: Concentração de organismos ativos no sistema (mg/L).

Portanto a taxa específica de crescimento real (medida, ou observada) no quimiostato é obtida pela soma algébrica dessas duas tendências e pode ser representada por:

$$\frac{dX_a}{dt} = \frac{(dX_a)_s}{dt} + \frac{(dX_a)_e}{dt} \qquad \text{Equação 4-19}$$

Ou, substituindo na Equação 4-19os valores de **[(dXa)s/dt]** e **[(dXa)e/dt]** pelos obtidos das Equação 4-17 e Equação 4-18:

$$\frac{dX_a}{dt} = Y\frac{dS}{dt} - b.X_a = Y.K.S - b.X_a \qquad \text{Equação 4-20}$$

Equação que representa a taxa específica de crescimento observado nos reatores biológicos e que será extremamente útil para o dimensionamento e análise de ETEs que empregam processos de tratamento biológico.

Os parâmetros **K**, **b** e **Y** são constantes – ou variam muito pouco – para cada tipo de despejo. Por isso são incluídos no conjunto das "Constantes do processo". No que toca aos esgotos sanitários, a literatura técnica pertinente oferece valores nas seguintes faixas:

Taxa específica de remoção de substrato **K**: [0,021 a 0,0028] L/mg.d;

Taxa específica de respiração endógena **b**: [0,05 a 0,11] dia^{-1};

Coeficiente de produção **Y**: [0,4 a 0,6] adimensional.

Página em branco

5 Filtros Biológicos

Nesta unidade...

Composição e funcionamento dos filtros biológicos

Características do meio percolante

Sistema de drenos

Classificação dos FB

Remoção do substrato orgânico

Reator biológico rotativo de contato

5

5.1 Descrição e funcionamento dos filtros biológicos

Os Filtros Biológicos (aos quais a NBR 12.209 se refere pela designação de "Filtros Biológicos Percoladores", ou FBP) surgiram no final do século passado como uma tentativa de aplicar aos esgotos as mesmas técnicas de filtração em areia utilizadas no tratamento da água. A experiência mostrou que os filtros de areia colmatavam rapidamente ao receber os esgotos, mas ofereciam um efluente com significativa redução da DBO, embora com razoável presença de sólidos em suspensão. Pesquisando a razão desse fenômeno constatou-se que em torno dos grãos de areia do filtro formava-se uma película gelatinosa constituída de colônias de organismos que utilizavam a matéria orgânica dos esgotos como alimento, estabilizando-a parcialmente.

A experiência foi então aproveitada no tratamento de esgoto, porém com a granulometria do meio aumentada até um ponto em que não mais houvesse a colmatação, o que exigiu o uso de cascalho ou pedra britada em vez de areia.

Inicialmente o processo era operado em batelada nos dispositivos denominados leitos de contato, compostos por tanques cheios de pedra britada ou cascalho, para os quais se encaminhavam os esgotos até submergir as pedras. O líquido permanecia em contato com as pedras durante certo período, após o qual o leito era esvaziado, permanecendo em repouso por mais algum tempo; depois o ciclo era reiniciado. Os ciclos duravam cerca de 12 horas e desse total o leito permanecia em repouso por um período de 6 horas.

O processo apresentava grandes limitações, dentre as quais ressaltavam:

- o fato de ser operado em batelada;

- o período prolongado de repouso necessário;
- a pequena carga orgânica suportada;
- a tendência para a colmatação do meio.

Para evitar esses inconvenientes, procurou-se operar o processo continuamente através da aspersão dos esgotos sobre as pedras. Para obter este efeito foram empregados bocais fixos que "irrigavam" a área circunjacente e faziam os esgotos percolar entre as pedras, sem jamais preencher inteiramente os vazios onde circulava o ar atmosférico. Até a segunda metade do século passado ainda existiam alguns poucos filtros biológicos utilizando bocais fixos. Entretanto, a tendência à obstrução dos bocais levou à adoção dos distribuidores rotativos, hoje tornados obrigatórios pela NBR 12.209.

Os distribuidores rotativos (ou "braços") são formados uma tubulação horizontal que gira em torno de um eixo vertical situado no centro do FB, cujo formato é circular em planta. O esgoto penetra por esse eixo e escoa através dos "braços" perfurados (ver Figura 5-1). As perfurações são situadas de tal forma que, ao escoar por esses orifícios, o esgoto gera um sistema de forças binário que faz a tubulação horizontal girar em torno do eixo central, em um efeito tipo molinete hidráulico. Dessa forma o líquido é homogeneamente distribuído por toda a superfície da unidade.

Figura 5-1 - Filtros Biológicos - Detalhe dos Distribuidores rotativos

A grande vantagem desse tipo de distribuição é a economia de energia, pois não é necessária nenhuma fonte para acionar o mecanismo além da própria carga hidráulica aplicada ao dispositivo.

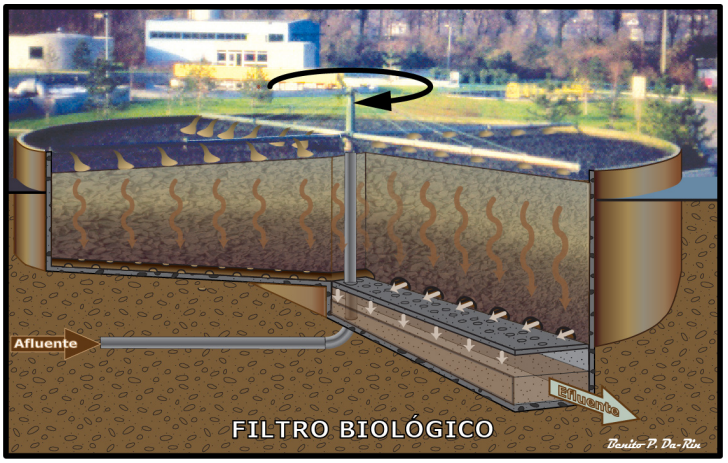


Figura 5-2 Filtro Biológico - Diagrama Esquemático

A Figura 5-2 exibe um diagrama esquemático de um filtro biológico dotado de distribuidor rotativo. Trata-se de um tanque circular que contém um enchimento através do qual o líquido percola e ao qual aderem as colônias de organismos que efetuarão o tratamento de esgotos. Por essa razão ´filtro biológico é classificado como um processo biológico com biomassa aderida (ou com biofilme).

A NBR 12.209 determina que a vazão de dimensionamento do filtro biológico deve ser a vazão média afluente à ETE e que o FB "*deve ser precedido de remoção de sólidos grosseiros e areia e de decantação primária ou outra unidade que proporcione remoção de sólidos sedimentáveis*". O uso de decantador secundário após o filtro é igualmente exigido pela norma.

O fluxograma típico de uma ETE por filtração biológica é exibido na Figura 5-3

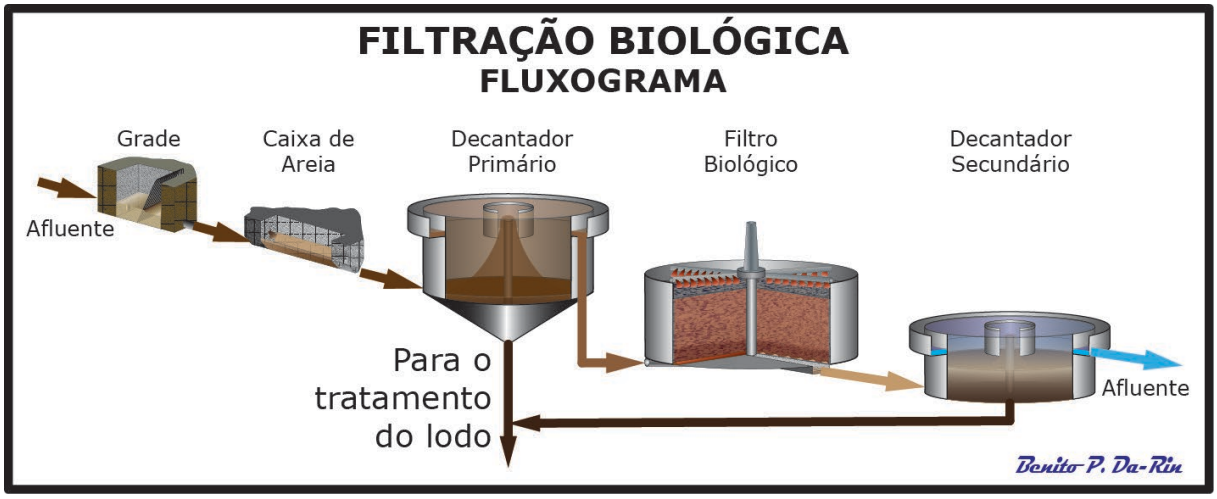


Figura 5-3 FB – Fluxograma de uma ETE por filtração biológica

Observação

O nome "filtro biológico" parece, evidentemente, inadequado, pois o fenômeno que nele se desenrola não é uma filtração, mas sim uma percolação

Figura 5-4 - Filtro biológico coberto

No Brasil, em geral os filtros biológicos são descobertos. Já nas regiões de clima frio onde há neve e a temperatura pode cair abaixo de zero os filtros devem ser cobertos. Outra razão que pode tornar desejável a cobertura do filtro é evitar os transtornos causados pela proliferação das "moscas de filtro" (ver Item 5.1.3), por isso há alguns filtros biológicos cobertos no Brasil país. A Figura 5-4 mostra uma destas unidades (ETE da Colônia Juliano Moreira, RJ). Na parte superior vê-se o aspecto externo da unidade e, na inferior, a parte interna com o distribuidor rotativo em funcionamento.

Figura 5-5 – Estação de Tratamento de Esgotos da Penha

Até os anos sessenta do século passado praticamente toda estação de tratamento biológico construída no Brasil adotava a filtração biológica, inclusive as de grande porte. A Figura 5-5 mostra uma vista aérea da ETE Penha, RJ, cuja etapa com filtração biológica entrou em carga em 1965.

5.1.1 Características do meio percolante

O meio percolante pode ser constituído de qualquer material, desde que preencha as seguintes condições:

- não ser solúvel em água nem ser atacado quimicamente pelas substâncias presentes nos esgotos;
- apresentar grande superfície livre por unidade de volume;
- apresentar um coeficiente de vazios suficientemente grande para permitir que o líquido percole livremente através do meio e o ar atmosférico escoe facilmente pelos vazios;
- ser pouco sujeito à obstrução, apresentar grande durabilidade e baixo custo.

Geralmente o meio utilizado é a pedra britada com diâmetro aparente de 2,5 cm a 7,5 cm que preenche as condições exigidas e é encontrada na maioria das regiões do país. Com efeito, a NBR 12.209 dispõe que "*O FBP deve dispor de um meio suporte para biomassa, constituído de pedra britada, ou seixo rolado, ou materiais plásticos*", acrescentando que "*Outros materiais podem ser empregados se tecnicamente justificados*". Ainda no que toca à utilização de pedra britada como meio percolante, a NBR 12.209 determina que "*ela deve ser brita 4 (no mínimo 95 % do material deve*

apresentar granulometria entre 5 e 8 cm), não sendo permitido o uso pedras chatas ou com faces planas" e a altura do meio percolante não deve ser superior a 3m.

Em localidades, onde há carência desse material ou quando se deseja diminuir o peso da unidade, outros materiais podem ser utilizados. A literatura tem apontado o uso de vários materiais como meio percolante. Por exemplo: lava vulcânica, carvão mineral, escória de alto forno e outros. Não há qualquer restrição em usá-los, desde que obedeçam às condições acima listadas. Por isso, materiais pouco convencionais como espigas de milho e cascas de coco têm sido empregados para este fim.

No Estado do Rio de Janeiro, Município de Maricá, há uma ETE na qual o meio percolante de pedra britada foi substituído por varas de bambu devido à necessidade de reduzir o peso da unidade de tratamento, que sofria um processo de recalque do terreno. A ETE funcionou assim por vários anos apresentando excelentes resultados. Veja um aspecto do meio percolante de bambu na Figura 5-6

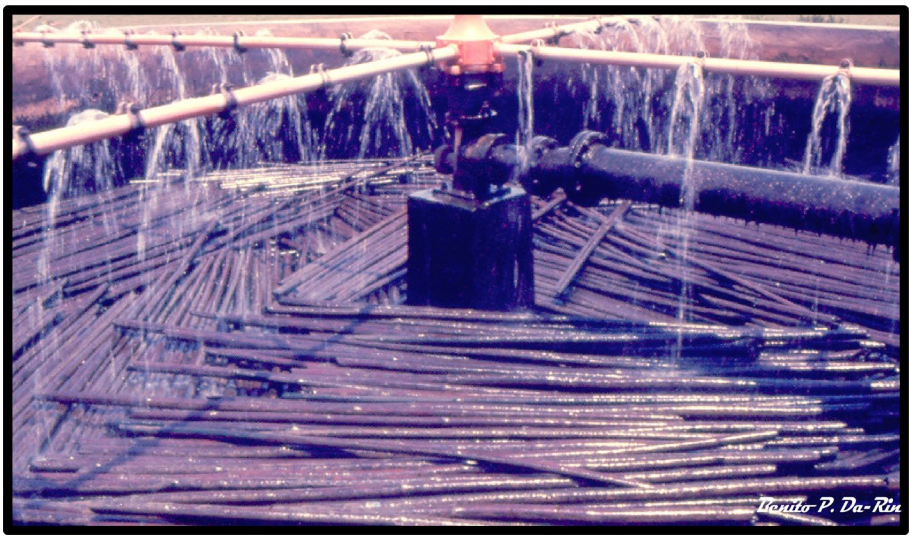


Figura 5-6 - Meio percolante de bambu

Ultimamente tem se difundido a tendência de utilizar meios percolantes de materiais plásticos. São fáceis de transportar, leves, simples eficientes. Sua principal desvantagem é o custo elevado.

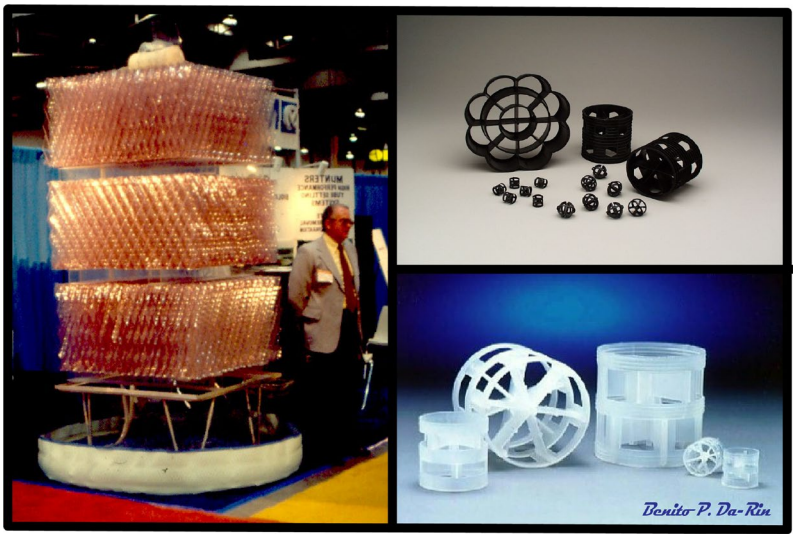


Figura 5-7 - Meio percolante plástico para FB

Há dois tipos de meios percolantes para FB: colmeias e peças avulsas. Estas últimas, mostradas no lado direito da Figura 5-7 (fotos de amostras fornecidas pelos fabricantes), são simplesmente jogadas no interior da unidade. Já as colmeias são formadas por peças que se encaixam, montadas no interior do FB, como as mostradas do lado esquerdo da mesma figura (foto obtida em exposição de equipamentos). Na Figura 5-8 são mostrados os dois filtros biológicos da ETE Leavenworth, KS, EUA que empregam meio percolante plástico tipo colmeia.

Figura 5-8 - FB com meio plástico

O volume ocupado pelo meio percolante plástico é significativamente maior que o das unidades de mesma capacidade que utilizam pedra britada em virtude de sua menor superfície específica (superfície disponível para aderência de biofilme por unidade de volume) se comparada à da brita. Isto, no entanto, não chega a constituir um inconveniente, pois o meio percolante plástico é muito mais leve que a pedra britada. Com isso a base da unidade pode ser dimensionada para suportar uma carga relativamente pequena mesmo sendo a altura do enchimento plástico bem maior que a de filtros de brita. E como não há carga lateral, a unidade dispensa a construção de paredes, bastando um conjunto de placas plásticas cuja função não é estrutural, mas visa apenas impedir que o líquido escorra para fora da unidade. A NBR 12.209 limita a altura de meios plásticos para FB em 12m.

O fluxo de ar através do meio percolante pode ser natural ou forçado. Filtros biológicos descobertos utilizam a ventilação natural. Nesse caso, o fluxo de ar se faz por convecção e seu sentido depende da diferença de temperatura entre o ar externo e o ar contido nos vazios do meio percolante. Em geral, a ventilação natural é satisfatória desde que sejam atendidas as seguintes condições:

- os drenos precisam ser dimensionados de forma a escoar no máximo a meia seção;
- os drenos devem se apresentar abertos na extremidade de montante;
- o canal central necessita estar aberto em ambas as extremidades.

O fluxo forçado somente pode ser utilizado em filtros cobertos, em cuja cúpula são instalados um ou mais ventiladores que insuflam ar no interior da unidade. O fluxo forçado sempre se dá de cima para baixo, no sentido do escoamento dos esgotos, para evitar que gases formados no processo corroam as partes metálicas do distribuidor rotativo e dos ventiladores. A saída do ar se faz através da ligação da extremidade dos drenos (ver adiante) a tubos verticais externos. A extremidade superior destes tubos é protegida por uma tela para evitar a saída das moscas de filtro (ver adiante). Estes tubos podem ser vistos no FB coberto mostrado na Figura 5-4, que utiliza ventilação forçada (a cobertura cônica que protege o ventilador pode ser percebida no centro da cúpula).

5.1.2 Sistema de drenos

O líquido, após atravessar o meio percolante, é removido do FB por um sistema de drenos formado por canais cobertos com grelhas ou telhas drenantes assentadas no fundo e que, por exigência da NBR 12.209, deve drenar toda a área do fundo da unidade. Este fundo é ligeiramente inclinado no sentido de um canal central, fazendo com que os drenos desaguem neste canal que transporta o líquido para fora do filtro biológico, como mostra a Figura 5-9.

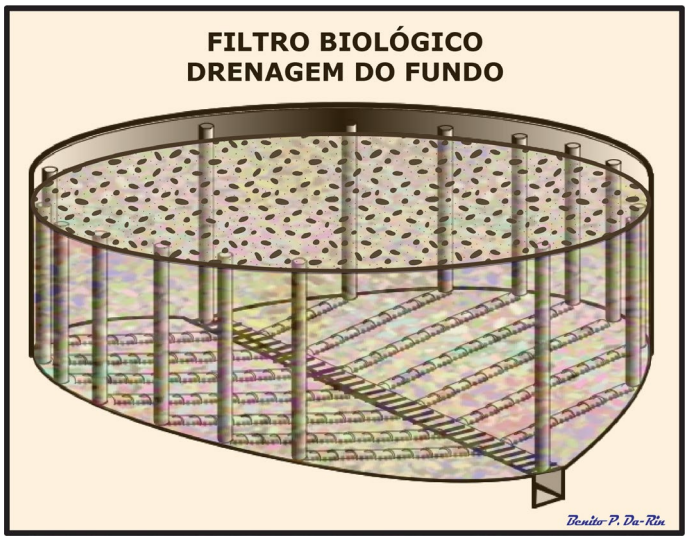


Figura 5-9 - FB - Sistema de drenagem

Os drenos cumprem duas funções: não apenas encaminham o líquido para fora da unidade como também se comunicam com a atmosfera de modo a permitir que o ar circule em seu interior e flua através do meio percolante para fornecer oxigênio à biota (note os tubos verticais na Figura 5-9). Por isso, por exigência da NBR 12.209, é necessário "*Que as extremidades dos drenos que se comunicam com a atmosfera tenham área total igual ou superior a 1% da área horizontal do fundo do filtro*" e "*Que as aberturas para drenagem do efluente do FBP tenham área total igual ou superior a 15% da área horizontal do fundo da unidade*". Ainda para garantir que os drenos escoem ar e líquido, a norma determina que "*A declividade mínima dos drenos deve ser 1%, e a velocidade mínima nas canaletas efluentes deve ser de 0,60 m/s*" e "*Os drenos e as canaletas efluentes devem ser dimensionados com seção molhada igual ou inferior a 50% da seção transversal, para a vazão máxima acrescida da vazão de recirculação*".

5.1.3 Controle da "mosca de filtro"

Um dos inconvenientes da utilização dos FB é a proliferação da chamada "mosca de filtro" (*psychoda alternata*), pequeno inseto que se reproduz no interior do meio percolante. Seu raio de ação atinge algumas centenas de metros, mas podem ser levadas para mais longe pelo efeito do vento. Elas se reproduzem com tamanha rapidez que podem cobrir inteiramente as paredes das edificações

vizinhas ao filtro. Além disso, são extremamente incômodas, penetrando na boca e no nariz das pessoas. Seu ciclo vital varia de 7 dias a 22 dias.

O problema é tão sério que a NBR 12.209 determina que "*Devem ser previstos meios para possibilitar o controle do crescimento de moscas, preferivelmente por inundação do filtro biológico*"

Para isso a unidade deve dispor de dispositivos acessórios (comportas, caixas coletoras e vertedouros) que permitam:

- fechar o canal de saída do filtro, inundando o meio percolante com esgoto – o que faz com que as larvas das moscas flutuem;
- remover o líquido superficial e as larvas através de um vertedouro.

Essa operação deve ser executada em períodos pouco menores que ciclo vital da *psychoda*, que varia com o clima da região. Em casos extremos pode-se recorrer a dois meios adicionais de controle: a cloração do afluente, de forma a produzir um residual de cloro da ordem de 0,5 mg/L a 1 mg/1, e o uso de inseticidas.

Importante

A prática da cloração do afluente deve ser empregada apenas em último caso, pois pode prejudicar os organismos intervenientes no processo de tratamento. Os inseticidas também devem ser usados com cautela, pois acabam sendo lançados ao corpo receptor.

5.1.4 Organismos presentes no FB

A maioria dos organismos presentes no filtro biológico são bactérias da espécie *Zooglea Ramigera*, o que levou originalmente ao uso da denominação genérica *zooglea* para a camada gelatinosa que recobre o meio percolante (designação hoje substituída por "biofilme"). Além de bactérias (aeróbias, anaeróbias e facultativas), a comunidade consiste de fungos, algas (que existem somente junto à superfície, onde há luz) e protozoários. É possível, ainda, encontrar vermes e larvas de insetos, que, juntamente com os protozoários, alimentam-se de bactérias, contribuindo para o equilíbrio biológico do processo. Estas últimas são os principais agentes da estabilização da matéria orgânica.

O biofilme que recobre o meio percolante apresenta uma espessura de até alguns décimos de milímetros (de 50 μ a 500 μ).

Os organismos que se situam junto à superfície externa, em contato com o esgoto e o ar atmosférico, são predominantemente aeróbios. Como o oxigênio do ar se difunde no interior do biofilme, forma-se abaixo da superfície desse biofilme uma fina camada de organismos aeróbios. À medida que o biofilme aumenta de espessura, vai se formando, abaixo desta, uma segunda camada composta por uma mistura de organismos aeróbios e facultativos. Como o consumo de oxigênio por parte desses organismos é mais rápido do que a difusão do oxigênio através do biofilme, a certa distância da superfície sobrevivem apenas os organismos facultativos. Como o fornecimento de matéria orgânica é constante, a espessura do biofilme tende a continuar aumentando. Como resultado disso todo o oxigênio é consumido nas camadas externas pelos organismos aeróbios e facultativos. Por sua vez a matéria orgânica dissolvida no esgoto, que permeia o biofilme, pode alcançar as camadas mais

distantes da superfície, além do ponto em que há oxigênio disponível. O resultado disso é a formação, no ponto mais afastado da superfície, de uma camada de organismos anaeróbios que conseguem se alimentar da matéria orgânica ali disponível mesmo na ausência de oxigênio. É esta camada de organismos anaeróbios a responsável pela aderência do biofilme ao meio suporte. O biofilme assume, então, um perfil semelhante ao mostrado na Figura 5-10.

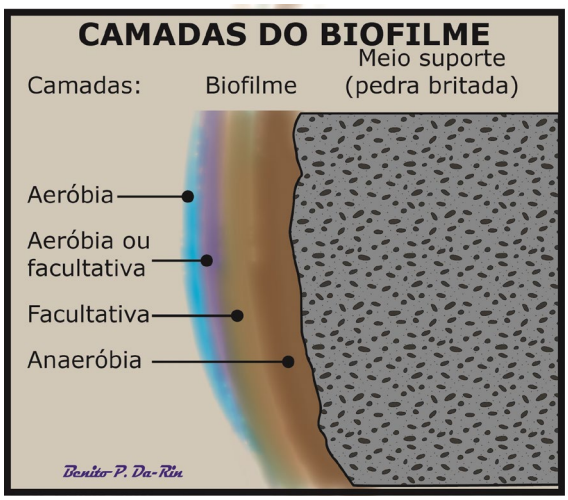


Figura 5-10 - Camadas do biofilme

Como os organismos continuam a proliferar, a tendência é que a espessura do biofilme siga aumentando enquanto houver disponibilidade de alimento. Como esse alimento vai sendo consumido à medida que penetra no biofilme, chega-se a um ponto em que a camada anaeróbia mais distante da superfície não mais receberá matéria orgânica, que é inteiramente consumida pelas camadas situadas acima dela. Isto provoca a morte dos organismos ali presentes por absoluta escassez de alimento. E como são justamente estes os organismos responsáveis pela aderência do biofilme ao meio suporte, o resultado disso é que partes do biofilme se soltam e são arrastadas pelo próprio esgoto que escorre sobre ele.

A massa de organismos assim removida depende da combinação de diversos fatores, que incluem a massa de substrato disponível (carga orgânica sobre o filtro) e a velocidade de percolação do líquido.

Este fenômeno de arraste da biomassa para fora do filtro devido à velocidade com que o esgoto escorre sobre o meio suporte traz duas consequências importantes. A primeira é a sua utilização nos filtros biológicos de alta capacidade para controle da biomassa, conforme veremos adiante. A segunda é a presença, no efluente do FB, de sólidos em suspensão, formados por partes da película de biofilme que se soltam do meio suporte. Tais sólidos, por se constituírem de matéria orgânica, não devem ser encaminhados ao corpo receptor, mas, sim, removidos posteriormente.

Esta remoção é efetuada por simples sedimentação no denominado Decantador Secundário (DS) – que, por essa razão, é exigido pela NBR 12.209.

É importante destacar que, no processo de filtração biológica, a única função do DS é remover os sólidos em suspensão do efluente do FB e encaminhá-los para fora do processo, ao contrário do que ocorre com os lodos ativados em que a biomassa removida pelo fundo do DS deve retornar ao processo.

Como, também por exigência da NBR 12.209, os FB são obrigatoriamente precedidos por decantadores primários – que, neste caso, destinam-se não somente a reduzir a carga orgânica aplicada como também, e principalmente, a evitar a obstrução do meio percolante – na imensa maioria dos casos os sólidos sedimentados no DS (lodo biológico ou secundário) são encaminhados par a entrada do Decantador Primário (DP), onde se sedimentam juntamente com o lodo primário e com ele encaminhado ao tratamento de lodo.

Observação

Os Decantadores Secundários de Filtros Biológicos serão discutidos adiante.

5.2 Classificação dos FB

De acordo com a carga orgânica e hidráulica, os filtros biológicos são classificados como de baixa e de alta capacidade, conforme veremos a seguir.

5.2.1 FB de baixa capacidade

Um FB de baixa capacidade é um dispositivo muito simples, resistente a variações de carga orgânica e de fácil operação. Sua principal característica é o baixo valor das cargas aplicadas, ou seja:

- a taxa de aplicação volumétrica de carga orgânica deve ser inferior a 0,3 kg DBO/dia.m^3 de material percolante – limite sugerido pela NBR 12.209 (por isso esses filtros são também conhecidos como "de baixa taxa");
- a carga hidráulica máxima determinada pela NBR 12.209 não deve exceder a 5 m^3.dia/m^2. As cargas hidráulicas recomendadas pela literatura técnica, porém, são bem inferiores a esta, situando-se na faixa de 0,8 m^3.dia/m^2 a 1,8 m^3.dia/m^2 da superfície do meio percolante.

Esta pequena carga hidráulica faz com que o esgoto percole lentamente através do meio, o que resulta em pequena capacidade de arraste do biofilme. Assim sendo, a biomassa permanece aderida ao meio suporte por um longo período. Como o fornecimento de matéria orgânica igualmente baixo devido à pequena taxa de aplicação volumétrica, a disponibilidade de alimento é limitada. Assim, a biomassa é formada por organismos que permanecem por longo período em um ambiente onde há pouca disponibilidade de alimento. Por isso as partes do biofilme arrastadas para fora do FB contêm uma grande fração de material celular estável devido à forte influência da respiração endógena.

Estas razões fazem com que a eficiência de remoção de carga orgânica de um filtro biológico de baixa capacidade seja muito elevada e o lodo removido do DS apresente um razoável grau de estabilidade.

O tempo de permanência da biomassa em um reator biológico representa o parâmetro denominado "tempo médio de residência celular", de grande importância nos processos de tratamento biológico. Como se verá no Anexo 1, o valor deste parâmetro é diretamente proporcional à capacidade do processo de estabilizar compostos de nitrogênio, fenômeno conhecido por "nitrificação biológica". Por esta razão o efluente de FB de baixa taxa é altamente nitrificado. Quando a nitrificação é um dos objetivos do projeto, a NBR 12.209 determina que "*Nos casos em que se almeja nitrificação parcial, a taxa de aplicação de nitrogênio amoniacal não deverá exceder 1,0 g N/m^2.d (referente à superfície*

específica do meio suporte)..." Maiores esclarecimentos sobre a nitrificação serão prestados no Anexo 1 e no Item 6.2.3.

5.2.2 FB de alta capacidade

Nos filtros biológicos de alta capacidade consegue-se aumentar a capacidade de receber carga orgânica reduzindo-se o tempo de permanência da biomassa no interior do reator (ou seja, reduzindo o tempo médio de residência celular). Isso implica uma ligeira redução da eficiência do processo e a perda da capacidade de nitrificar (as razões pelas quais isso ocorre ficarão claras no Item 6.2.2.2, mas estes inconvenientes são fartamente compensados pela grande economia conseguida com a redução do volume do filtro.

Consegue-se esta redução do tempo de permanência aumentando até dez vezes a carga hidráulica, o que eleva a velocidade de percolação do líquido através do meio suporte, aumentando assim sua capacidade de "arrastar" partes do biofilme. Este alvitre permite aumentar até quatro vezes a taxa de aplicação volumétrica de carga orgânica, o que reduz em até quatro vezes o volume do filtro.

Aumentar a carga hidráulica significa aumentar a relação entre vazão introduzida no filtro e área (superfície horizontal) do meio suporte. Uma forma possível de alcançar este objetivo seria reduzir a área superficial aumentando a altura do meio suporte. Porém, para alcançar o efeito desejado, seria necessário elevar tanto a altura que tornaria a solução economicamente inviável.

Porém o mesmo objetivo pode ser alcançado aumentando-se a vazão aplicada sobre a superfície do filtro biológico sem um aumento correspondente da carga orgânica, o que se consegue recirculando para qualquer ponto a montante do filtro o efluente colhido de qualquer ponto a jusante desse filtro (e, portanto, com baixa concentração de matéria orgânica).

O limite imposto pela NBR 12.209 à carga hidráulica sobre um filtro biológico de alta capacidade é de 50 $m^3/dia.m^2$ de superfície do meio percolante incluindo a recirculação. A literatura técnica pertinente, porém, recomenda valores mais reduzidos, na faixa de 8,5 $m^3/dia.m^2$ a 28 $m^3/dia.m^2$ de superfície do meio percolante.

5.2.2.1 Métodos de recirculação

Como vimos, os filtros biológicos de alta capacidade exigem recirculação do efluente do filtro para um ponto situado a montante do mesmo. Em tese, o efluente pode ser coletado de qualquer ponto a jusante do filtro e encaminhado a qualquer ponto a montante. Há, porém, apenas três configurações usualmente aceitas e descritas pela NBR 12.209:

- colher o efluente imediatamente a jusante do filtro biológico e encaminhá-lo para sua entrada (raramente usada);
- colher e efluente imediatamente a jusante do decantador final e encaminhá-lo para a entrada do filtro biológico (esta configuração tem a vantagem de amortecer a variação de vazão aplicada ao filtro devido ao volume acumulado nos decantadores e de evitar que os Sólidos em Suspensão gerados no filtro retornem a ele, o que pode provocar a obstrução do meio percolante; e
- colher o efluente imediatamente a jusante do filtro biológico e encaminhá-lo para a entrada do decantador primário (esta configuração oferece as mesmas vantagens da anterior além de

tornar mais "fresco" o afluente ao DP, o que reduz a produção de escuma e melhora a eficiência do DP – que faz dela a mais comumente empregada).

A Figura 5-11 apresenta um diagrama esquemático dessas três configurações.

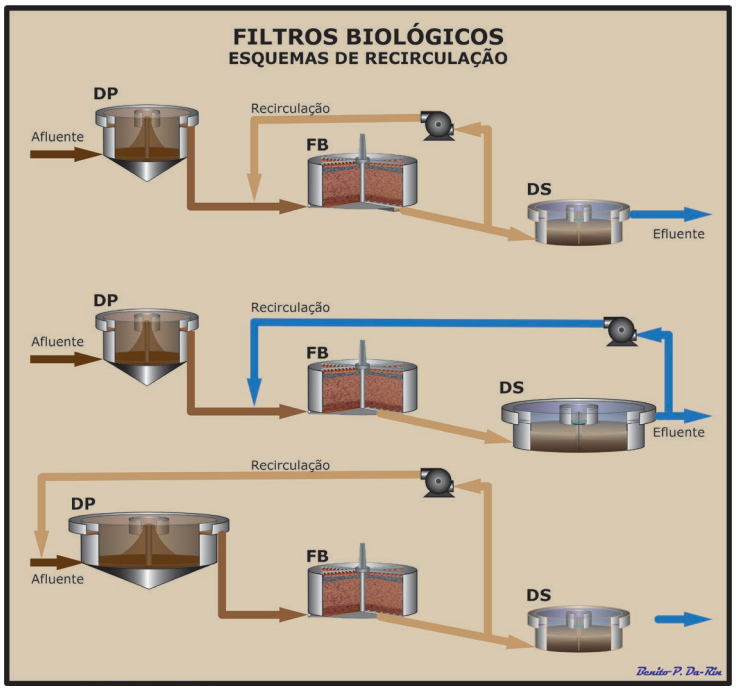


Figura 5-11 Esquemas de recirculação em FB

Como se vê, a recirculação consiste em retornar para um ponto situado à montante do filtro parte do líquido que já passou pelo próprio filtro e, por isto mesmo, teve a maior parte de sua matéria orgânica estabilizada. Por esta razão é possível aumentar a carga hidráulica aplicada sem que haja um acréscimo proporcional da carga orgânica. Isto permite aumentar significativamente a velocidade de percolação do líquido, ampliando assim sua capacidade de arrastar partes da película de biofilme para fora do filtro, acelerando assim a renovação da biomassa.

Como parte da matéria orgânica dos esgotos é incorporada ao material celular dos organismos, uma renovação mais rápida destes organismos (ou seja, maior produção de material celular no mesmo período) implica maior capacidade de remoção de carga orgânica da unidade de tratamento. Por isto a taxa de aplicação volumétrica de carga orgânica nos filtros de alta capacidade pode ser muito mais elevada que a aplicada aos filtros de baixa capacidade, o que permite reduzir o volume do meio percolante e a consequente redução do porte da unidade.

Vale então lembrar que a recirculação do efluente tratado, indispensável nos FB de alta capacidade, tem como principal objetivo aumentar a carga hidráulica aplicada sobre o filtro sem que haja um acréscimo proporcional da aplicação da carga orgânica, visando com isto incrementar o efeito de "lavagem" da biomassa. Além disso este procedimento traz outros benefícios, tais como:

- redução da tendência à colmatação;
- eliminação do desprendimento de maus odores;
- diminuição da proliferação de "moscas de filtro".

Importante

Há uma diferença fundamental entre a recirculação empregada nos Filtros Biológicos e nos Lodos Ativados. Enquanto no processo de LA, o LODO removido do fundo do DS é recirculado para a entrada do reator biológico (Tanque de Aeração) visando retornar os organismos para esse reator, no processo de FB recircula-se o LÍQUIDO tratado com o intuito de aumentar a vazão introduzida no reator biológico.

Por determinação da NBR 12.209, quando se recircula através de um decantador ele deve ser dimensionado levando em conta a vazão de recirculação. Essa vazão **Qr** é, em geral, expressa em função da vazão média afluente **Q**, através da denominada relação de recirculação **R**, onde:

$$Qr = R.Q$$ Equação 5-1

O valor de **R** depende dos valores das cargas orgânica e hidráulica aplicadas ao filtro e da DBO do esgoto bruto. Este valor é estabelecido de maneira a fornecer a combinação desejada de cargas hidráulica e orgânica, posto que, ao aumentar **R**, também é aumentada a carga hidráulica praticamente sem aumentar a carga orgânica. Os valores usuais de **R** (adimensional) costumam variar na faixa de 1 a 4 e a NBR 12.209 determina que seu valor não pode ser superior a 5.

5.2.2.2 Diferenças entre FB de baixa e de alta capacidade

A opção entre FB de baixa ou de alta capacidade depende das características do processo e de fatores locais. Comparando um ao outro, destacam-se as seguintes diferenças:

FB de baixa capacidade:

- tem maior profundidade (2m a 6m, contra 0,9m a 2m para FB de alta capacidade);
- apresenta maior volume (5 a 10 vezes mais que os FB de alta capacidade);
- gera grande incidência de “moscas de filtro”;
- não exige recirculação, o que torna sua operação mais simples;
- produz um efluente nitrificado.

FB de alta capacidade

- atinge aproximadamente a mesma eficiência com unidades muito mais compactas;
- apresenta poucos problemas com “moscas de filtro”;
- exige, no entanto, um gasto de energia da ordem de 2,5 a 15 HP/1000 m^3 de esgotos tratados em virtude da necessidade de bombear o esgoto recirculado;
- apresenta maior complexidade operacional;
- somente oferece um efluente nitrificado caso operado com baixas aplicações de cargas orgânicas.

5.2.3 Remoção do substrato orgânico

Nos FB, a remoção do substrato orgânico contido no esgoto obedece à mesma cinética que rege o processo dos LA. No entanto, cabe ressaltar que a avaliação da massa presente de organismos ativos é praticamente impossível, pois ela se encontra aderida a uma grande superfície de meio percolante, sem que esteja distribuída de modo uniforme. Na maioria dos casos o procedimento adotado é delimitar um volume de meio percolante e considerar que este volume contém uma certa massa de organismos capaz de estabilizar, em cada unidade de tempo, uma dada massa de substrato afluente. Em geral isso é feito através de métodos empíricos.

5.2.3.1 Método do NRC

O National Research Council, dos EUA, examinando o desempenho de 34 FB utilizados em instalações militares americanas durante 8 meses de operação contínua, sugere a utilização da seguinte relação:

$$\frac{(S_i - S)}{S_i} = 1 \Big/ \left(1 + 0,0085 \left\{\sqrt{W/(V.F)}\right\}\right) \qquad \text{Equação 5-2}$$

Onde:

Si = Concentração de DBO no efluente (mg/L);

S = Concentração de DBO no afluente (mg/L);

W = Carga orgânica aplicada (libra/dia);

V = Volume do meio percolante (acre x pé);

F = Fator de recirculação (adimensional).

O fator de recirculação **F** é definido por:

$$F = (1 + R) \Big/ (1 + R/10) \qquad \text{Equação 5-3}$$

onde: **R** é a relação de recirculação.

A fórmula do NRC em unidades métricas assume a forma:

$$\frac{(S_i - S)}{S_i} = 1 \Big/ \left(1 + 0,443 \left\{\sqrt{W/(V.F)}\right\}\right) \qquad \text{Equação 5-4}$$

com **S** e **Si** em mg/L, **V** em m^3 e **W** em kg DBO_5/d (**F** é adimensional).

5.2.3.2 Método de Eckenfelder

Baseado na cinética de remoção de um substrato orgânico por uma cultura mista de organismos, Eckenfelder propõe o uso da seguinte expressão:

$$S_i/S = e^f \Big/ (\{1 + R\} - R.e^f) \qquad \text{Equação 5-5}$$

onde: **f** é um expoente expresso por:

$$f = -K.D/Q^n \qquad \text{Equação 5-6}$$

...e:

D = Profundidade do meio percolante (m)

Q = Taxa de aplicação hidráulica (Vazão/Área)

n = Constante característica do meio percolante

K = Constante característica do despejo (taxa de remoção de substrato).

5.3 Reator biológico de contato

A partir dos anos setenta do século passado começou a disseminar-se o uso do processo conhecido por RBC. Vejamos suas características.

5.3.1 Descrição do processo

O Filtro Biológico é um processo de biomassa aderida no qual se reduz o conteúdo de matéria orgânica do esgoto fazendo-o percolar através de um meio suporte na superfície do qual se forma um biofilme. O esgoto aporta a matéria orgânica, o biofilme contém colônias de microrganismos aeróbios, facultativos e anaeróbios que a consomem e o oxigênio usado pelos organismos aeróbios e facultativos para metaboliza-la é suprido pelo ar que flui nos interstícios do meio percolante. Neste tipo de reator o biofilme permanece imóvel e o esgoto se movimenta sobre ele.

O mesmo resultado pode ser obtido da forma inversa, ou seja, fazendo o biofilme se mover alternadamente através do esgoto e da atmosfera.

Esta ideia deu origem ao processo biológico com biofilme denominado Reator Biológico de Contato (RBC), também conhecidos pela designação "Biodisco" ou por seu nome em inglês, "*Rotating Biological Contactor*", no qual o biofilme é sucessivamente imerso no esgoto – onde obtém a matéria orgânica – e exposto à atmosfera – onde recebe o oxigênio que permite aos organismos aeróbios e facultativos consumi-la. Seu diagrama esquemático é mostrado na Figura 5-12;

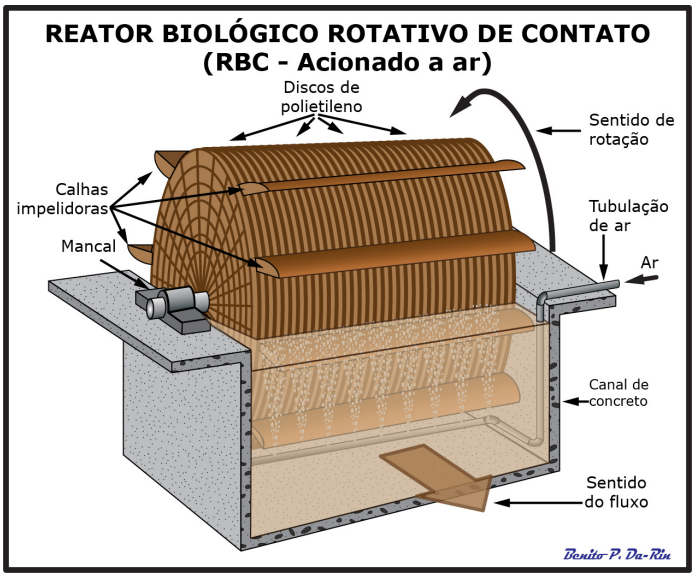


Figura 5-12 - RBC - Diagrama esquemático

O reator consiste em conjuntos de discos paralelos montados em um eixo comum situado pouco acima do nível d'água de um tanque ou canal atravessado pelo esgoto. O eixo gira lentamente fazendo com que os discos tenham os pontos de sua superfície sucessivamente imersos no esgoto e expostos ao ar atmosférico. Forma-se então, sobre a superfície dos discos, um biofilme que consome grande parte da carga orgânica dos esgotos utilizando o oxigênio atmosférico para o metabolismo dos organismos aeróbios e facultativos contidos nesse biofilme.

5.3.2 Características do processo

O meio suporte é formado por um conjunto de discos paralelos igualmente espaçados (cerca de 2,5 cm) com diâmetro variando entre 3 m a 3,6 m montados sobre um eixo giratório. São usados discos de material plástico (segundo a NBR 12.209, poliestireno, PEAD, PVC ou similar) parcialmente imersos em um tanque ou canal atravessado pelo esgoto que, de acordo com a NBR 12.209, deve manter um "*tempo de detenção hidráulica ... igual ou superior a 1,0 h nos casos visando apenas a remoção da DBO, e superior a 2,0 h nos casos visando também a nitrificação*".

O eixo, em geral, é montado transversalmente ao fluxo do esgoto e pode alcançar até cerca de 8 m de comprimento. Em um único eixo podem ser montados diversos conjuntos de discos. O eixo rotativo pode ser acionado por motor elétrico ligado a redutor de velocidade ou por fluxo de ar, como no diagrama da Figura 5-12. Neste caso o ar penetra pela tubulação assinalada no diagrama e é descarregado sob a forma de bolhas grosseiras no fundo do tanque ou canal, logo a jusante do eixo. As bolhas de ar enchem as concavidades das calhas impelidoras que, devido ao empuxo do ar que tende a flutuar, faz todo o conjunto girar.

Ainda por determinação da NBR 12.209 os RBC "*devem ser precedidos de remoção de sólidos grosseiros, de areia, e de decantação primária ou outra unidade de remoção de sólidos sedimentáveis*", utilizam obrigatoriamente a decantação secundária e devem ser dimensionados para a vazão média afluente.

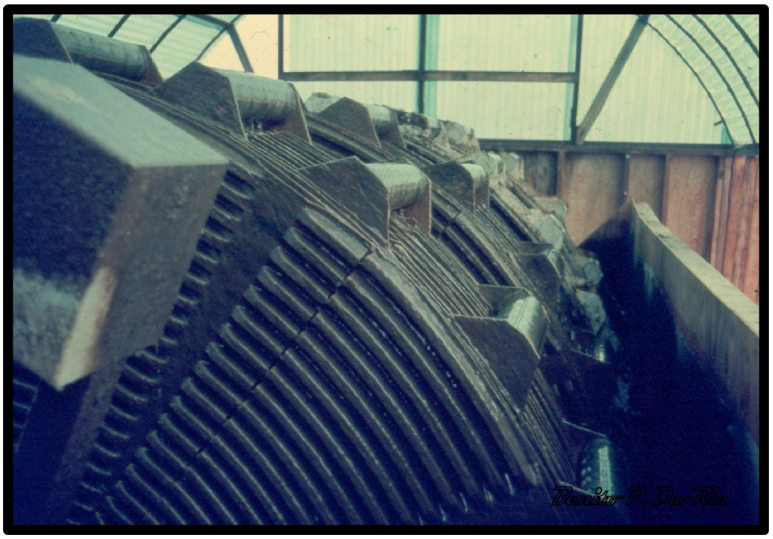


Figura 5-13 - RBC - Detalhe dos discos

A superfície irregular apresentada pelos discos aumenta sua rigidez, propicia um tempo de contato maior entre o biofilme e o esgoto e, sobretudo, aumenta a área disponível para a adesão do biofilme.

Os discos são instalados de forma a permanecerem imersos cerca de 40% de seu diâmetro e giram lentamente, com rotação entre 1,5 RPM e 2 RPM. A Figura 5-13 mostra o aspecto de um conjunto de discos no qual se pode notar o tipo de superfície irregular adotado (no caso, uma superfície corrugada, mas há meios diferentes de aumentar a superfície específica). Os cilindros que aparecem nas laterais dos conjuntos de discos da figura apresentam uma abertura longitudinal que pode ser percebida junto aos discos na parte que aparece voltada para cima. Estes cilindros servem para irrigar as superfícies não imersas dos discos: enquanto estão imersos, eles se enchem de esgoto, que vai sendo derramado entre os discos um pouco mais tarde, quando a rotação do conjunto faz com que eles passem para a parte superior dos conjuntos.

O processo biológico (cinética do consumo de substrato e da formação do biofilme, assim como a natureza dos organismos nele presentes) é absolutamente análogo ao que transcorre nos filtros biológicos percoladores anteriormente examinados. A remoção do excesso de biomassa também se dá exatamente da mesma forma, ou seja, sedimentando no decantador secundário e encaminhando para o tratamento do lodo as películas do biofilme que se desprendem dos discos. Tipicamente, o fluxograma do processo é análogo ao apresentado na Figura 5-3 para os filtros biológicos de baixa capacidade, sendo a única diferença o tipo de reator biológico.

O processo RBC apresenta diversos pontos positivos, a saber:

- Operação simples que não requer mão de obra especializada;
- Baixo consumo de energia;
- Ausência de incômodos como mau cheiro e proliferação da *psychoda alternata*;
- Suporta grande variação de vazão sem perda significativa de eficiência;
- Apresenta pequena perda de carga hidráulica;
- Pode ser empregado em instalações de pequeno a grande porte; e
- Dependendo da carga aplicada, permite nitrificar o efluente

Instalações que adotam o RBC podem usar uma configuração na qual o esgoto atravessa sucessivamente diversos estágios em série, o que é expressamente permitido pela NBR 12.209 e aumenta significativamente a eficiência do tratamento, particularmente quando a nitrificação é um dos objetivos do processo. Neste caso a norma determina que "*A carga orgânica aplicada não deverá exceder a 30 g DBO/ m².d no primeiro estágio e a 15 g DBO/ m2.d como média para todos estágios"* e que *"A taxa hidráulica média aplicada para todos os estágios do Biodisco não deve exceder a 0,15 m³/m².d de área superficial (referente à superfície específica do meio suporte), nos casos visando apenas a remoção da DBO, e a 0,08 m³/m².d nos casos visando também a nitrificação*".

Recomenda-se que o RBC seja dotado de cobertura, que pode encerrar toda a instalação, como na Figura 5-13 ou apenas o tanque ou canal onde ficam os discos. A cobertura protege o biofilme da incidência de raios ultravioletas e do efeito de tempestades, reduz a proliferação de algas e protege o equipamento. Em qualquer caso a estrutura de cobertura deve ser concebida de modo a permitir a ventilação do ambiente, além da inspeção e manutenção do conjunto de discos e acessórios.

5.4 Decantação Secundária

Ambos os processos de biomassa aderida acima discutidos exigem a instalação de um decantador secundário para evitar que o lodo biológico formado por partes da película de biofilme que se desprendem do meio suporte seja lançado no corpo receptor. Muitas das características desta

unidade são objeto da atenção da NBR 12.209. Aqui examinaremos as principais recomendações da Norma sobre a decantação secundária de taxa convencional nos processos biológicos com biofilme. Todos os tópicos abaixo são determinações da NBR 12.209.

- O decantador secundário deve ser dimensionado para a vazão média afluente usando taxa de escoamento superficial igual ou inferior a 24 m^3/m^2.diz.
- Decantadores secundários de processos de biomassa aderida podem ter remoção de lodo mecanizada ou não mecanizada. No primeiro caso o volume útil é igual ao produto da profundidade mínima de água (altura da parede lateral) pela área de decantação. No caso de remoção não mecanizada, o volume útil é igual ao volume de líquido contido no terço superior da altura do poço até o nível de água, exceto no caso de decantadores retangulares, quando este volume deve ser igual ao o produto da área de decantação pela profundidade mínima de água.
- Decantadores secundários não mecanizados podem ser circulares ou quadrados em planta, com poço de lodo único cônico ou piramidal de base quadrada, descarga de lodo por gravidade, inclinação de paredes igual ou superior a 1,5 na vertical por 1,0 na horizontal e diâmetro ou diagonal não superior a 7,0 m. Admite-se o uso de decantadores não mecanizados retangulares com alimentação pelo lado menor, desde que a parte inferior seja totalmente constituída de poços tronco-piramidais de bases quadradas e lado não superior a 5,0 m, com descargas individuais de lodo; nesse caso a velocidade de escoamento horizontal deve ser no máximo 50 mm/s;
- Quando a vazão de dimensionamento for superior a 50 L/s o decantador deve ser de limpeza mecanizada e nesse caso a profundidade útil (altura da parede lateral) deve ser igual ou superior a 3,5 m e a introdução do esgoto deve ser feita de modo a garantir uma distribuição homogênea de vazão – o que pode ser obtido usando múltiplas entradas e anteparo, no caso de unidade retangular, ou usando defletor central com submergência mínima de 0,8 m no caso de unidade circular. A declividade do fundo deve ser igual ou superior a 1 na vertical por 12 na horizontal e o dispositivo mecânico de remoção de lodo deve ser constituído de materiais resistentes à corrosão, com qualidade igual ou superior ao aço carbono ASTM A-36 com revestimento adequado e sua velocidade periférica deve ser igual ou inferior a 40 mm/s
- A taxa de escoamento sobre o vertedor de saída do decantador deve ser igual ou inferior a 380 m^3/dia por metro de vertedor.
- Se a retirada de lodo do fundo for feita por gravidade, a carga hidráulica mínima deve ser igual a 1,5 vezes a perda de carga hidráulica calculada para água, o diâmetro da tubulação de lodo deve ser igual ou superior a 100 mm e, caso o regime de escoamento nessa tubulação venha a ser o de conduto livre, sua declividade mínima será 2%.

Página intencionalmente em branco

6 Processo dos Lodos Ativados

Nesta unidade...

Descrição do processo

TEORIA

Histórico - Parâmetros do processo

Modelos matemáticos

Remoção de Nitrogênio

O sistema de aeração

Tipos de fluxo no TA

Seletores

Uso de Membranas

PRÁTICA

Métodos de aeração

O reator biológico

A elevatória de lodo ativado

O decantador final

Variantes do processo

6

6.1 Descrição do processo

A possibilidade de efetuar o tratamento de esgotos através da aeração artificial foi constatada na Inglaterra, no início do século passado. Ela derivou da observação de um experimento realizado pelo pesquisador Gilbert Fowler, da Universidade de Manchester, UK, no qual se dissolvia ar no esgoto com o objetivo de reduzir o odor (o oxigênio do ar oxidava o gás sulfídrico – H_2S – responsável pelo mau cheiro do esgoto). Durante a realização dos testes percebeu-se que, após a aeração, além da eliminação do odor o esgoto mostrava-se menos poluente, ou seja, com uma concentração de DBO_5 mais reduzida (o teste de DBO_5 foi introduzido na Inglaterra em 1908). E mais: quanto maior a acumulação do material suspenso gerado durante a aeração (ou seja: quanto maior a formação de lodo), maior era o grau de depuração. Portanto, mesmo desconhecendo-se a natureza deste lodo, ficou evidente que ele era responsável pela depuração.

Em 1912, em uma viagem aos EUA, Fowler visitou a estação experimental de Lawrence, em Massachusetts, onde discutiu seu experimento com os pesquisadores locais Edward Ardern e Williams Lockett, que ali reproduziram os experimentos de Fowler adicionando suas próprias observações e conclusões. O resultado foi o trabalho "***Experiments on the Oxidation of Sewage Without the Aid of Filters***" ("Experiências sobre a oxidação de esgotos sem o emprego de filtros"), de Ardern & Lockett, publicado no "Journal of the Society of Chemical Industry" em abril de 1914. Nele, a expressão "lodo ativado" ("*activated sludge*") foi mencionada pela primeira vez.

Esta expressão, que deu nome ao processo, derivou da conclusão dos autores que o próprio lodo presente no esgoto bruto, quando submetido à aeração, sofria algum tipo de "ativação" que lhe conferia a capacidade de estabilizar a matéria orgânica contida no afluente.

O processo demonstrou-se tão eficiente que, embora desconhecendo-se a natureza daquele "lodo ativado" e a razão de sua "atividade", difundiu-se rapidamente a partir de 1920, quando entrou em operação em Worcester, Massachusetts, a primeira ETE de lodos ativados funcionalmente operacional (desde 1916 eram feitas tentativas usando difusores de ar para fornecimento de oxigênio, porém a tendência à obstrução desses difusores tornava a instalação inoperante; foi somente em 1920, quando os difusores foram substituídos por aeradores mecânicos superficiais, que a ETE ganhou condições operacionais efetivas).

A partir de então o processo vem sendo extensamente utilizado até os dias atuais tanto em sua forma original, o chamado lodo ativado convencional, quanto sob a forma de variantes cujas características guardam semelhanças fundamentais com o processo convencional.

A real natureza do "lodo ativado" (flocos de microrganismos) somente foi estabelecida anos depois e o primeiro modelo matemático racional para o processo foi desenvolvido por Ross McKinney e apresentado artigo seminal **"*A fundamental approach to the activated sludge process II. A proposed theory of floc formation*** (“Uma abordagem fundamental do processo dos lodos ativados: proposta de uma teoria para a formação de flocos”) publicado no “Sewage and Industrial Waters” em 1952. O que não impediu que centenas de ETEs usando o processo e dimensionadas por métodos empíricos tivessem sido construídas até então.

6.1.1 Tanques de aeração

O processo dos lodos ativados consiste, essencialmente, em submeter esgotos brutos ou pré-decantados à aeração artificial em unidades de tratamento denominadas Tanques de Aeração (TA). A aeração artificial pode ser promovida tanto pela insuflação de ar comprimido no interior do tanque quanto pela agitação de sua superfície líquida por meio de pás giratórias de eixo horizontal (rotores tipo gaiola) ou vertical (aeradores mecânicos de eixo vertical). A ação desses dispositivos de aeração visa:

- Dissolver, no interior da massa líquida, o oxigênio do ar atmosférico;
- Manter o líquido sob aeração em permanente agitação, de forma a homogeneizar seu conteúdo e impedir que partículas em suspensão se depositem no fundo do TA.

O comportamento do TA é então bastante semelhante ao de um quimiostato examinado no Item 4.6.1.2 (Ver Figura 4-9). A diferença essencial é a adoção, no processo de Lodos Ativados, do "retorno de lodo" (ou "recirculação de lodo"), que consiste em fazer retornar ao TA o lodo que dele se evade juntamente com o efluente.

Este retorno é desejável por duas razões, a saber:

- O lodo ativado consiste, principalmente, de organismos ativos gerados no interior do TA, onde são mantidas condições propícias à sua proliferação. Estes organismos, caso venham a ser descarregados nas águas do corpo receptor, lá não encontrarão condições favoráveis à sua proliferação (principalmente no que toca à disponibilidade de alimento) e não sobreviverão. Suas células se convertem então em material celular morto, ou seja, matéria orgânica, que passará a consumir o oxigênio dissolvido disponível no corpo receptor. Em resumo: no corpo receptor o lodo ativado acabará se convertendo em um poluente;

- O Lodo Ativado é o agente biológico do tratamento e por isso deve-se evitar perdê-lo juntamente com o efluente. Para que ele continue a participar do processo é forçoso trazê-lo de volta ao Tanque de Aeração.

Para isto encaminha-se o efluente do TA a uma unidade de separação sólidos/líquido da qual o efluente líquido, com uma concentração irrisória de sólidos em suspensão, é encaminhado ao corpo receptor enquanto o lodo "espessado" (ou seja, em concentração mais elevada) é encaminhado de volta ao TA por bombeamento.

Embora dispositivos de membranas também possam ser usados para este fim, na imensa maioria dos casos a unidade de separação sólidos/líquido é um decantador, denominado "Decantador Final" – DF. Esta unidade também é conhecida como "Decantador Secundário", embora esta não seja a designação mais adequada posto que a menção a um "decantador secundário" implica a existência de um decantador primário, o que nem sempre ocorre pois, como se verá adiante, algumas variantes do processo dos Lodos Ativados dispensam a decantação prévia do afluente.

A unidade de bombeamento de lodo é conhecida como "Elevatória de Lodo Ativado" – ELA – (ou "elevatória de recirculação").

O conjunto destas três unidades – TA, DF e ELA – compõe o "Sistema de Aeração".

6.1.2 Constituição do lodo ativado

Os esgotos brutos ou submetidos a decantação primária contêm microrganismos em baixas concentrações e matéria orgânica em concentrações elevadas.

Estes microrganismos, ao ingressarem no TA, encontram condições ambientais extremamente propícias ao seu desenvolvimento: há alimento em abundância (matéria orgânica trazida pelo afluente) e concentrações adequadas de oxigênio dissolvido (suprido pelos aeradores artificiais) em um meio cuja agitação os mantêm permanentemente em contato tanto com o alimento quanto com o oxigênio. Estas condições, complementadas pela presença dos nutrientes básicos normalmente encontrados nos esgotos domésticos e por outros fatores ambientais (como temperatura e pH) nas faixas adequadas, permitem que os organismos se reproduzam rapidamente e se agrupem em colônias, que floculam. Os flocos assim formados permanecem em suspensão devido à turbulência causada pelos dispositivos de aeração. Estes flocos constituem o lodo ativado.

Importante

Portanto, o lodo ativado é formado por flocos de colônias de organismos em suspensão em um meio líquido, contendo oxigênio dissolvido e um substrato (matéria orgânica) que lhes serve de alimento e supre seus nutrientes básicos.

Os organismos, através de suas funções naturais de nutrição e reprodução, promovem a oxidação bioquímica (estabilização) deste substrato visando a produção de energia vital. Isto, faz com que o conteúdo orgânico dos esgotos seja drasticamente reduzido no interior do TA.

O efluente do TA é, então, formado por grande quantidade de colônias de organismos em suspensão em um líquido com baixa concentração de matéria orgânica.

Como acima mencionado os flocos de lodo ativado suspensos nesse efluente não devem ser lançados ao corpo receptor, mas trazidos de volta ao TA. Para isso basta submeter o efluente do TA a um processo de separação sólidos/líquido (na grande maioria das vezes o processo utilizado é a decantação). Assim, os flocos de lodo ativado que se mantinham em suspensão no TA devido à turbulência promovida pelos dispositivos de aeração, mas sedimentam na unidade de decantação, são devolvidos ao tanque de aeração para que voltem a participar do processo. Esta operação denomina-se "retorno de lodo" (ou "recirculação do lodo") e geralmente é realizada por uma estação elevatória, a Elevatória de Lodo Ativado (ELA). Designaremos o conjunto destas três unidades de tratamento como "Sistema de Aeração". Um sistema de aeração típico tem o aspecto Figura 6-1:

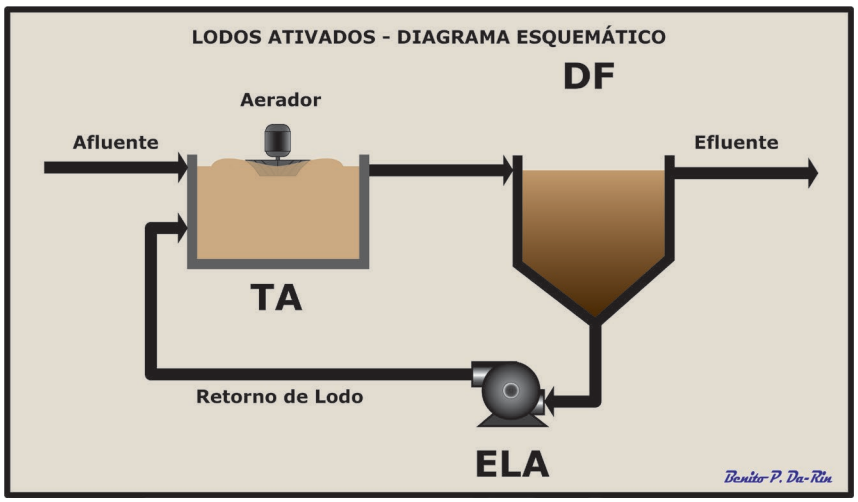
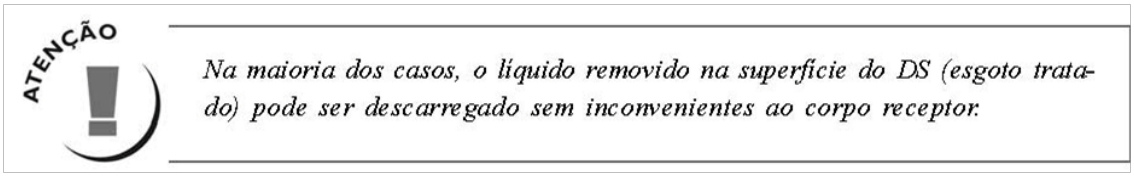


Figura 6-1 – Lodos Ativados – Diagrama Esquemático



O procedimento acima descrito constitui a linha-mestra em torno da qual se desenvolveu nos últimos cem anos o processo dos lodos ativados e suas diversas variantes e pode ser resumido nos seguintes passos:

- Introduzir em um tanque de aeração o esgoto bruto ou decantado juntamente com o lodo ativado removido do decantador final;
- Submeter esta mistura à aeração artificial, durante a qual a concentração de matéria orgânica do esgoto bruto é reduzida devido à atividade bioquímica que se desenvolve no TA;
- Separar por decantação as fases sólida (lodo ativado) e líquida (efluente), recirculando o lodo sedimentado para o tanque de aeração e descarregando o efluente tratado diretamente no corpo receptor (ou o submetendo a tratamento adicional, o chamado "tratamento terciário", nos poucos casos em que isto venha a ser necessário).

A Figura 6-2 mostra uma foto aérea da Estação de Tratamento da Ilha do Governador, RJ, com os componentes do Sistema de Aeração.

Figura 6-2 ETE Ilha do Governador - Sistema de Aeração

6.2 TEORIA

6.2.1 Histórico

É importante notar que, como mencionado no Item 6.1, nos primórdios de sua história pouco se sabia sobre o que ocorria no interior das unidades de uma ETE por lodos ativados. Foi meramente casual a constatação do fato de que aerar o esgoto bruto fazia com que nele se formasse certo tipo de "lodo" e que caso se mantivesse esse lodo no vaso onde se levava a cabo a experiência, se aduzisse mais esgoto bruto e não se interrompesse a aeração, a concentração deste lodo tendia a crescer e isto levava à depuração do esgoto. Mas não se tinha a menor ideia de como este lodo era formado, de que ele era constituído, se o fenômeno que levava a sua formação era de natureza física, química ou biológica e que tipo de "atividade" era aquela que lhe permitia efetuar a depuração do esgoto. De fato, foi apenas nos anos cinquenta do século passado, quando já havia centenas de instalações usando o processo espalhadas por todo o planeta, que o trabalho de Ross McKinney anteriormente mencionado levou ao desenvolvimento de um modelo matemático para o processo, cuja natureza biológica então já não se discutia.

Estas ETEs, como seria de esperar, foram dimensionadas empregando critérios eminentemente empíricos baseados na observação do funcionamento de sistemas pioneiros.

Uma instalação de lodos ativados consiste basicamente em um sistema composto por um Tanque de Aeração, TA, um dispositivo de separação sólidos/líquido (geralmente um Decantador Final, DF) e um dispositivo que encaminha (ou "recircula") o lodo que se evadiu do TA de volta para este tanque (uma Elevatória do Lodo Ativado, ou ELA).

Levando-se em conta que o objetivo do processo é a remoção de carga orgânica e que esta remoção se dá no TA, nada mais natural que ele fosse considerado a unidade mais importante, sendo as demais meramente assessórias.

Por isso o dimensionamento da instalação consistia basicamente no estabelecimento do volume $\mathbf{V}$ do TA.

6.2.1.1 Tempo de detenção hidráulica

Pois bem, a observação do funcionamento dos sistemas pioneiros mostrou que quanto maior o tempo que esgoto permanecia sob aeração, maior o grau de depuração alcançado. O que levou à adoção do tempo de aeração, ou tempo de detenção hidráulica **t**, como parâmetro básico de dimensionamento. Assim, sendo **Q** a vazão média afluente e **t** o tempo de detenção escolhido pelo projetista com base em sua experiência, o volume **V** do TA era obtido usando a Equação 6-1:

$$\boldsymbol{V = Q.t}$$ Equação 6-1

Onde:

V: volume do Tanque de aeração (m^3);

Q: vazão média afluente (m^3/dia);

t: Tempo de detenção hidráulica (dia).

A disseminação do processo incentivou a realização de pesquisas sobre os fundamentos da teoria dos lodos ativados e os procedimentos empíricos de dimensionamento foram aos poucos sendo substituídos por métodos cada vez mais racionais.

6.2.1.2 Fator de carga

O primeiro passo foi a percepção da importância da concentração da carga orgânica afluente **Si** no funcionamento do sistema, já que quanto maior esta concentração, maior seria a massa de substrato fornecida ao sistema em um dado intervalo (**dMSi/dt**). Esta massa pode ser expressa pelo produto da vazão afluente **Q** pela concentração **Si** de substrato neste afluente, ou seja:

$$\boldsymbol{\frac{dMS_i}{dt} = Q.S_i}$$ Equação 6-2

Onde:

dMSi/dt: massa de substrato introduzida no sistema em certo intervalo de tempo (kg/dia);

Si: Concentração de carga orgânica no afluente (mg/L).

O passo seguinte foi a constatação de que, sendo o lodo em suspensão no TA o próprio agente do tratamento, a massa de lodo contida no TA era igualmente importante. E esta massa pode ser obtida pelo produto do volume **V** do TA pela concentração **X** do lodo (expressa em termos de SSTA, ou Sólidos em Suspensão no Tanque de Aeração):

$$\boldsymbol{MX = V.X}$$ Equação 6-3

Onde:

MX: massa de SST contida no TA (kg);

X: Concentração de SST no TA (kg/m^3).

Isto levou à constatação de que, sendo o lodo o responsável pelo tratamento, quanto maior a massa de matéria orgânica fornecida ao TA, maior será a massa de lodo que esse TA deve conter. Ou seja: para que o processo funcione a contento, a relação entre a massa de matéria orgânica fornecida ao TA em certo intervalo e a massa de lodo contida neste TA deve se situar dentro de certos limites.

Esta relação, que exprime a massa de substrato orgânico afluente fornecida à massa de lodo ativado contida no TA, recebeu o nome de "Fator de Carga" **F** e pode ser obtida pela equação:

$$F = \frac{Q.Si}{V.X}$$ Equação 6-4

Onde:

F: fator de carga (kg/kg.dia ou dia^{-1});

E os demais parâmetros já foram definidos.

Para calcular o volume **V** de um tanque de aeração usando o critério do fator de carga **F** basta explicitar **V** na Equação 6-4:

$$V = \frac{Q.S_i}{F.X}$$ Equação 6-5

Os valores de **Q** e **Si** são dados de projeto (dependem da população contribuinte e das características do esgoto afluente) e os de **F** e **X** são escolhidos pelo projetista com base em sua experiência e na observação do comportamento de sistemas existentes.

O critério de dimensionamento pelo fator de carga **F**, com pequenas modificações, vem sendo utilizado até os dias de hoje. Tais modificações consistiram na avaliação mais precisa das massas de substrato e de organismos envolvidas no processo.

Isto porque a cinética do processo depende da massa de substrato orgânico **consumida** pelos organismos, não daquela a eles fornecida (expressa pelo fator de carga) e a atividade do lodo depende da concentração de **organismos** no TA, não da concentração total dos sólidos em suspensão.

6.2.2 Modelos matemáticos

Como vimos, o dimensionamento do TA consiste, essencialmente, na determinação de seu volume, volume este que deve conter, na concentração adequada, a massa de organismos necessária para consumir a carga orgânica que a unidade deverá receber.

Determinada a massa necessária de organismos, o projetista arbitra a concentração na qual ela deve se apresentar no TA (em função de sua experiência, da variante escolhida e de outros fatores que veremos adiante). O volume do TA é então obtido pela divisão da massa necessária de organismos pela concentração arbitrada. Adiante veremos duas técnicas que podem ser utilizadas para efetuar este dimensionamento.

Antes, porém, uma observação: como vimos no Item 4.6.1.2, quando um quimiostato em regime contínuo atinge o equilíbrio (ou entra no "regime permanente), parte de sua população se evade com o efluente. Se isto não ocorresse, o contínuo crescimento da população provocado pelo consumo de substrato faria crescer continuamente a massa de organismos contida no sistema.

É essa remoção de parte da massa de organismos pelo efluente que ocorre no quimiostato em operação contínua que garante seu equilíbrio (regime permanente). Porém, em uma ETE por lodos ativados onde todo o lodo que se evade do TA é sedimentado no DF e retornado ao TA pela ELA, (ver Figura 6-1), não há perda de lodo com o efluente (nem deve haver em virtude do efeito danoso da descarga deste lodo no corpo receptor; a concentração **Xs** de Sólidos em Suspensão no efluente de um processo de lodos ativados que funciona satisfatoriamente é inteiramente desprezível se comparada às concentrações prevalentes no interior das unidades do sistema de aeração).

Assim, atingido o equilíbrio do sistema, é imprescindível remover regularmente o lodo nele gerado a partir de então. Essa ação denomina-se "remoção do excesso de lodo" e pode ser feita tanto da linha de retorno de lodo quanto do interior do próprio reator.

Essas alternativas são assinaladas na Figura 6-3, que mostra um diagrama esquemático de um sistema de aeração. Ela é, naturalmente, bastante semelhante à Figura 6-1, porém exibe as duas alternativas acima mencionadas para remoção do excesso de lodo do sistema e os parâmetros utilizados para o desenvolvimento e análise dos modelos matemáticos de dimensionamento. Trata-se de uma figura essencial para que possamos acompanhar o desenvolvimento desses modelos e será frequentemente citada daqui em diante.

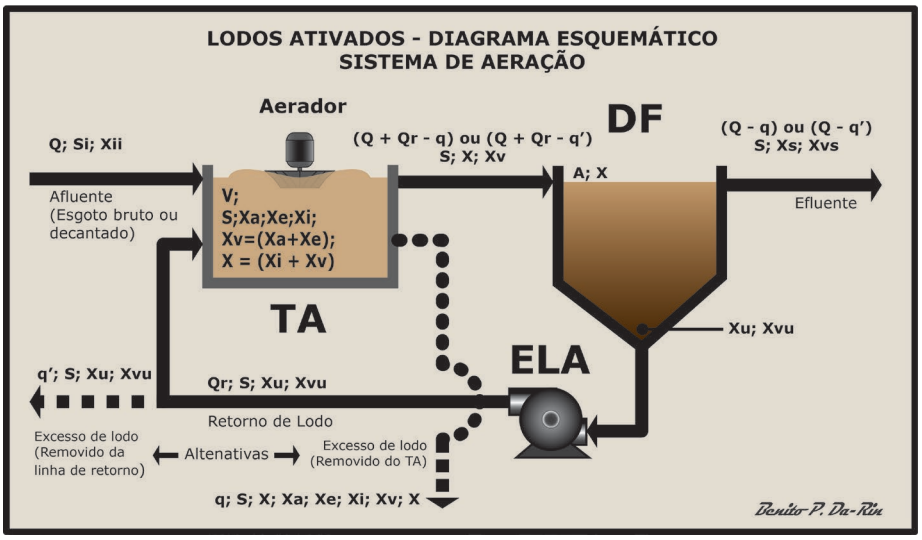


Figura 6-3 -Sistema de aeração: diagrama esquemático e parâmetros

A maioria dos parâmetros incluídos na figura já foram definidos, mas aqui vai um resumo destas definições:

Q: Vazão média afluente (m^3/d);

Si: concentração de carga orgânica (expressa em termos de DBO_5) no afluente (mg/L);

Xii: concentração de sólidos em suspensão (SS) inertes no afluente (mg/L);

S: concentração de carga orgânica (expressa em termos de DBO_5) no interior do TA (mg/L);

X: ou SSTA - concentração de SS totais interior do TA (mg/L);

Xi: concentração de SS inertes no interior do TA (mg/L);

Xe: concentração de resíduo endógeno no interior do TA (mg/L);

Xv: ou SSVTA - concentração de SS voláteis no interior do TA (mg/L);

Qr: vazão de retorno do lodo ativado (m^3/d);

q: vazão de excesso de lodo removida (quando a remoção é feita diretamente do TA) (m^3/d);

q': vazão de excesso de lodo removida (quando a remoção é feita do retorno de lodo) (m^3/d);

Xs: concentração de SS totais no efluente (saída do sistema) (mg/L);

Xvs: concentração de SS voláteis no efluente (saída do sistema) (mg/L);

Xu: concentração de SS totais no fundo do DF e na linha de retorno de lodo (mg/L);

Xvu: concentração de SS voláteis no fundo do DF e na linha de retorno de lodo (mg/L);

V: volume do TA (m^3);

A: área (superfície líquida) do DF (m^2).

Isto posto, vamos examinar as técnicas possíveis de dimensionamento do TA.

6.2.2.1 Relação Alimento / Microrganismos

A interpretação da Equação 6-4 que define o parâmetro "Fator de Carga" mostra que ele representa a relação entre massa de substrato fornecida ao sistema e massa de Sólidos em Suspensão (Totais) SSTA contida no reator.

Esta relação, embora útil, é empírica, posto que foi obtida da observação do funcionamento de sistemas existentes. Porém a análise do Item 4.6 nos fornece meios de derivar um modelo racional para o dimensionamento de Tanques de Aeração baseado no conhecimento da cinética do crescimento bacteriano e remoção de substrato no interior de quimiostatos em operação contínua, cujo comportamento é muito semelhante ao de um TA de uma ETE. Com efeito, os modelos matemáticos desenvolvidos no Item 4.6 se baseiam na massa de substrato **consumida** no sistema (e não na massa total a ele fornecida) pelos **organismos ativos** (e não pelos SST) contidos no reator.

Então, para desenvolver um processo racional baseado nos modelos matemáticos apresentados no Item 4.6 (mais especificamente na simplificação de primeira ordem do modelo Michaelis-Menten que, como vimos, representa com bastante aproximação o funcionamento de uma ETE) é necessário avaliar melhor as massas de substrato e de organismos a serem consideradas.

6.2.2.1.1 Avaliação da massa de substrato utilizada

A massa de substrato consumida em um dado intervalo (**dMS/dt**) pelos organismos intervenientes no processo é obtida pela diferença entre as massas de substrato afluente (introduzida no reator) e efluente (retirada do reator) nesse mesmo período. Ela representa a massa de substrato efetivamente utilizada como alimento pelos organismos presentes no TA.

A massa de substrato introduzida no sistema pelo afluente durante um dado intervalo, como vimos no Item 6.2.1.2, pode ser representada pela Equação 6-2.

Utilizando-se o mesmo raciocínio e considerando-se a Figura 6-3, pode-se representar a massa de substrato retirada do sistema pela saída do efluente pela Equação 6-6:

$$\frac{(dMS)_s}{dt} = Q.S \qquad \text{Equação 6-6}$$

Onde:

(dMs)s/dt: massa de substrato efluente (saída do sistema) no intervalo **dt** (kg/dia);

... e os demais parâmetros já foram definidos.

Então, levando em conta as Equação 6-2 e Equação 6-6, a massa de substrato consumida no sistema durante certo intervalo de tempo é representada por:

$$\frac{dMS}{dt} = \frac{(dMS)_i}{dt} - \frac{(dMS)_s}{dt} = Q.S_i - Q.S = Q(S_i - S) \qquad \text{Equação 6-7}$$

Onde:

dMS/dt = variação da massa de substrato no sistema no intervalo **dt** (kg/dia);

... e os demais parâmetros já foram definidos.

Observação

Note que por exprimir a massa de substrato utilizada ao longo do intervalo dt, a relação dMS/dt corresponde à massa de alimento consumida pelos organismos neste intervalo.

6.2.2.1.2 Avaliação da massa de organismos ativos no TA

O que se costuma denominar "lodo ativado" corresponde ao "lodo" (conjunto de todos os sólidos em suspensão) contido no tanque de aeração. Estes sólidos são constituídos não apenas por células de organismos ativos como também por outras substâncias em suspensão, parte introduzida no sistema pelo esgoto afluente, parte gerada no interior do reator.

Portanto a concentração de Sólidos em Suspensão Totais **X** contidos no TA não representa apenas a concentração de organismos ativos, mas a soma de sua concentração com as concentrações de outros sólidos em suspensão. Vejamos quais.

A massa de sólidos em suspensão **no esgoto afluente** é constituída por uma fração fixa e uma fração volátil. Esta última consiste essencialmente de matéria orgânica biodegradável que, ao ingressar no sistema, é utilizada pelos organismos ativos no TA. Portanto, a fração volátil dos sólidos em suspensão totais aportada pelo afluente é totalmente consumida no interior do TA. Já a fração de sólidos inertes **Xi** trazida pelo afluente corresponde aos constituintes inorgânicos do esgoto bruto. Ela é formada por material inerte, principalmente areia, que não é consumida no TA e nele se mantém em suspensão, tendendo a se acumular no sistema de aeração já que é recirculada com o lodo ativado.

Assim, dos sólidos em suspensão admitidos com o afluente, apenas a fração fixa permanece no TA. E como a análise de uma amostra de lodo ativado retirada do TA evidencia a existência de uma fração volátil dos SS que, como vimos, não provêm do esgoto bruto, ela há de ter sido gerada neste TA.

Estudos mostram que 90% da matéria sólida que constitui o material celular dos organismos do lodo ativado se apresentam sob a forma volátil. Caso as condições ambientais venham a ser favoráveis, estes organismos tendem a se aglomerar formando flocos que se se apresentam no TA sob a forma de sólidos em suspensão voláteis (SSVTA). Assim, pode-se considerar com uma aproximação razoável que a concentração de Sólidos em Suspensão Voláteis no Tanque de Aeração (SSVTA ou **Xv**) representa a concentração de organismos participantes do processo.

Observação

No parágrafo acima, note a ressalva "com uma aproximação razoável"; ela foi incluída porque, como vimos no item 4.6.1.3.3, uma parcela dos SSV é constituída de matéria orgânica dificilmente biodegradável remanescente da lise das bactérias que não sobreviveram no TA. Portanto a massa de sólidos em suspensão voláteis no TA não representa exatamente a massa de organismos ativos neste tanque, já que uma parte dela corresponde a esta matéria orgânica não biodegradável formada por "restos" de bactérias. Adiante, na discussão do parâmetro "Idade do lodo", veremos como avaliar esta diferença e determinar em que condições ela é significativa para o dimensionamento do sistema.

Então a massa de Sólidos em Suspensão Totais **MX** presentes no TA pode ser expressa por:

$$MX = MX_i + MX_v \quad \text{Equação 6-8}$$

Como em tanques de volume constante as relações entre massa são proporcionais às relações entre concentrações, vem:

$$X = X_i + X_v \quad \text{Equação 6-9}$$

A fração inerte Xi não exerce qualquer papel no que toca à remoção de substrato no processo. Então podemos considerar que a massa **MXv** (ou a concentração **Xv**) representa aproximadamente a massa (ou concentração) de organismos ativos no TA. Massa esta que pode ser avaliada através do produto de sua concentração, medida em termos de sólidos em suspensão voláteis (**Xv**), pelo volume **V** do tanque de aeração TA:

$$MX_v = V.X_v \quad \text{Equação 6-10}$$

6.2.2.1.3 Utilização do parâmetro U

A relação entre a massa de substrato consumido ao longo do tempo (que representa o alimento consumido pelos organismos ativos do TA) e massa de sólidos em suspensão voláteis contida no TA (que representa aproximadamente a massa destes organismos) pode ser obtida pela combinação das Equação 6-7 e Equação 6-10, do que resulta a Equação 6-11, onde o parâmetro **U** expresso em kg/kg.dia (ou dia^{-1}) representa com uma precisão razoável a Taxa de Utilização de Substrato, ou seja, relação entre a massa de alimento consumida em um dado intervalo e a massa de organismos contida no TA (e por isso também denominada "relação Alimento-Microrganismos"). **U** é representada por:

$$U = \frac{dM_s/dt}{MX_v} = \frac{Q.(S_i - S)}{X_v.V} \quad \text{Equação 6-11}$$

Onde:

U: Taxa de Utilização de Substrato ou Relação Alimento/Microrganismos (kg/kg.dia ou dia^{-1})

... e os demais parâmetros já foram definidos.

Importante

A relação alimento-microrganismos assim definida constitui um parâmetro básico importante e bastante utilizado nos dias de hoje para dimensionamento e operação das instalações de lodos ativados.

Observação

Embora somente seja possível desenvolver um modelo matemático coerente usando o parâmetro "Relação Alimento/Microrganismos" definindo-o como a relação entre a massa de alimento consumida *e a massa de organismos presentes no TA (representada pela massa de SSVTA), a NBR 12.209 a define como: "*Relação alimento x microrganismos (A/M): Relação entre a massa de DBO_5 fornecida por dia ao processo biológico e a massa de SSV contida no reator biológico*". Como a relação assim formulada não se presta a utilização para a formulação de modelos matemáticos coerentes nem se relaciona com a Idade do Lodo, continuaremos a usar aqui o parâmetro como acima definido pela Equação 6-11, porém tomando o cuidado de nos referirmos a ele sempre como "Relação Alimento/Microrganismos ou Taxa*

de Utilização de Substrato U" – e quando nos referirmos ao parâmetro conforme a definição da NBR 12.209 isto ficará claramente expresso no texto.

6.2.2.1.4 Dimensionamento do TA usando o parâmetro U

A Relação Alimento/Microrganismos ou Taxa de Utilização de Substrato **U** é um parâmetro de dimensionamento e controle do processo dos Lodos Ativados. Quando seu valor é mantido constante, se estabelece o regime permanente ("*steady state*"). Logo, dado o valor de **U**, a ele corresponderá um único valor de **S.**

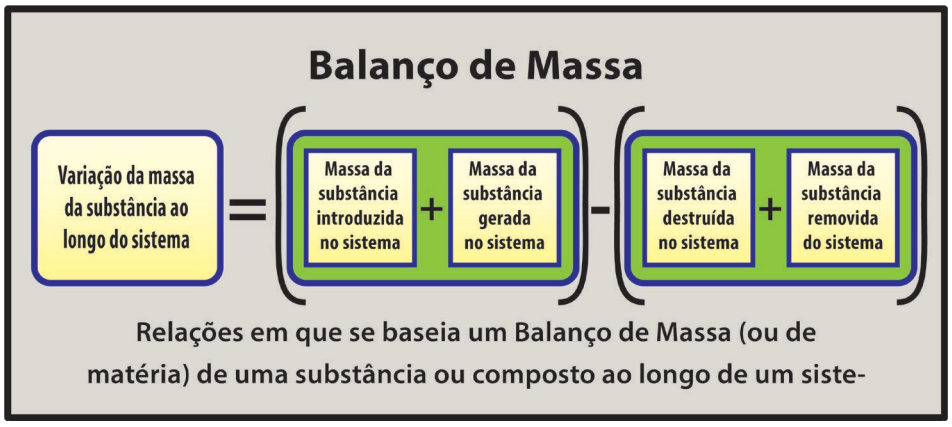


Figura 6-4 – Balanço de Massa

Esta relação entre **S** e **U** pode ser obtida efetuando-se um balanço de matéria (ou balanço de massa) considerando a variação da massa de substrato no interior do sistema.

A execução de um balanço de matéria ao longo de um sistema se baseia nas relações expressas na Figura 6-4 e no fato de que a variação de massa ao longo de um sistema que se mantém em regime permanente é nula.

O balanço de matéria levando em conta a massa de substrato ao longo do sistema da Figura 6-3 pode ser obtido mediante a seguinte equação (ver Figura 6-4):

$$\left(\frac{dMS}{dt}\right) = [\left(\frac{dMS}{dt}\right)_1 + \left(\frac{dMS}{dt}\right)_2] - [(\frac{dMS}{dt})_3 + \left(\frac{dMS}{dt}\right)_4] \qquad \text{Equação 6-12}$$

Então:

- ✓ Massa de substrato introduzida no sistema:

O substrato é introduzido no sistema pela vazão afluente **Q** na concentração **Si**. Logo:

$$(\frac{dMS}{dt})_1 = Q.S_i \qquad \text{Equação 6-13}$$

- ✓ Massa de substrato gerada no sistema:

Não há formação de substrato no interior do sistema, portanto:

$$(\frac{dMS}{dt})_2 = 0 \qquad \text{Equação 6-14}$$

- ✓ Massa de substrato destruída no sistema:

O substrato é destruído no sistema através do consumo pelos organismos. Este consumo pode ser representado pela Equação 4-11, fazendo **Xa=Xv**:

$$\frac{dS}{dt} = K.S.X_v \qquad \text{Equação 6-15}$$

Multiplicando ambos os membros por **V** para transformar as relações entre concentrações em relações entre massas teremos:

$$(\frac{dMS}{dt})_3 = K.S.X_v.V \qquad \text{Equação 6-16}$$

- ✓ Massa de substrato removida no sistema:

A massa de substrato removida do sistema é constituída pela soma de duas parcelas: a removida juntamente com o efluente na concentração **S** e vazão (**Q-q´**) e aquela removida do sistema juntamente com o lodo em excesso na vazão **q´** também na concentração **S**.

$$(\frac{dMS}{dt})_4 = (Q - q´).S + q´.S \qquad \text{Equação 6-17}$$

Considerando que em um sistema em regime permanente não há variação de massa (ou seja, [**dMS/dt**=0], e efetuando-se as substituições devidas na Equação 6-12 vem:

$$0 = Q.S_i + 0 - K.S.X_v.V - [(Q - q´).S + q´.S] \qquad \text{Equação 6-18}$$

Ou:

$$Q.S_i - K.S.X_v.V - Q.S + q´.S - q´.S = 0 \qquad \text{Equação 6-19}$$

Ou ainda:

$$\frac{Q.(S_i - S)}{X_v.V} = K.S \qquad \text{Equação 6-20}$$

Considerando a Equação 6-11 (que define **U**), substituindo e operando vem:

$$S = \frac{U}{K} \qquad \text{Equação 6-21}$$

A Equação 6-21 exprime a relação procurada, ou seja, o valor da concentração de substrato **S** em função de **U** e da constante **K**.

6.2.2.1.5 Determinação do volume V do Tanque de Aeração

Para dimensionar o volume do TA baseado no parâmetro **U** o projetista deve:

- ✓ Escolher o valor desejado do parâmetro relação Alimento/Microrganismos ou Taxa de Utilização de Substrato **U** de acordo com as características da variante a ser projetada (ver adiante) e arbitrar a concentração de sólidos em suspensão voláteis **Xv** a ser mantida no TA também de acordo com sua experiência e características da variante a ser projetada;
- ✓ Determinar o valor de **S** utilizando Equação 6-21;
- ✓ Determinar a massa de substrato utilizada por dia **dMS/dt** utilizando a Equação 6-7;
- ✓ Determinar a massa de sólidos em suspensão voláteis que deve ser contida no TA utilizando a Equação 6-22:

$$MX_v = \frac{dMS/dt}{U} = \frac{Q.(S_i - S)}{U}$$ Equação 6-22

✓ Determinar o valor de **V** usando a Equação 6-23:

$$V = \frac{MX_v}{X_v}$$ Equação 6-23

Esta é a forma clássica, frequentemente utilizada para calcular volumes de tanques de aeração do processo de lodos ativados utilizando-se o parâmetro **U**, conhecido pelas denominações "Taxa de Utilização de Substrato", "Relação F/M" (do inglês "*Food to Microorganisms Ratio*") ou ainda "Relação Alimento-Microrganismos" – sendo esta última a designação mais comum.

6.2.2.2 Idade do lodo **Oc**

Há, no entanto, uma técnica de dimensionamento alternativa que utiliza o parâmetro denominado Idade do Lodo. Mas, como ela se baseia em uma relação que leva em conta a massa de lodo removida periodicamente do sistema, antes de discuti-la há que saber como avaliar esta massa.

6.2.2.2.1 Produção de lodo em excesso

Como sabemos, a redução da concentração da matéria orgânica do esgoto em um sistema de aeração de lodos ativados deve-se ao fato de que grande parte desta matéria orgânica é consumida como alimento pelos organismos que constituem o lodo ativado.

Conforme mencionado no Item 6.2.2.1.2, o TA funciona como um grande criadouro de microrganismos. Que, como são continuamente alimentados com a matéria orgânica contida no afluente, não cessam de se multiplicar.

Para evitar que este crescimento contínuo rompa o equilíbrio do sistema, é preciso efetuar a remoção periódica da massa de lodo formada no período visando manter no interior do TA apenas a massa necessária para consumir a matéria orgânica introduzida nesse período.

Esta operação denomina-se "remoção do excesso de lodo".

Como vimos no item 6.2.2.1.2, a massa total de lodo no TA pode ser representada com aproximação aceitável pela massa de sólidos em suspensão voláteis, **MXv** (e sua concentração pela concentração de sólidos em suspensão voláteis **Xv)** no TA.

A produção de lodo em excesso pode ser considerada igual ao aumento da massa **MXv** ao longo do tempo, **dMXv/dt, e** pode ser avaliada pelo aumento da concentração de SSVTA no mesmo período, **dXv/dt,** referida ao volume do TA. Assim:

$$\frac{dMX_v}{dt} = \left(\frac{dX_v}{dt}\right).V$$ Equação 6-24

Onde:

dMXv = massa de excesso de lodo, medida em termos de SSV, gerada no intervalo **dt**:

dXv = variação (aumento) da concentração de SSV no tanque de aeração no mesmo intervalo:

V = volume do TA;

dt = intervalo de tempo.

Caso se pretenda manter o sistema em equilíbrio, a massa **dMXv** deve ser dele removida a cada intervalo **dt,** o que mantém **Xv** no valor de projeto. Em outras palavras: se no decurso de um dia a

concentração de SSVTA aumentar de um valor **dXv** devido à produção de excesso de lodo, deve-se retirar diariamente do sistema uma massa de lodo exatamente igual à gerada nesse dia, fazendo assim a concentração **Xv** retornar ao valor inicial.

6.2.2.2.1.1 Remoção do excesso de lodo

No que diz respeito ao funcionamento do sistema, desde que a massa **dMXv/dt** a ser descartada periodicamente venha a ser removida, é indiferente a forma pela qual se dá esta remoção. O que significa que o excesso de lodo pode ser removido de qualquer ponto do sistema. Usualmente isto é feito a partir da linha de recalque do lodo recirculado do fundo do DF para o TA visando:

- Aproveitar as mesmas bombas, isto é, a bomba da elevatória de recirculação de lodo ativado é utilizada também para recalcar o excesso de lodo para fora do sistema mediante uma simples manobra de registros;
- Reduzir o volume do excesso de lodo, pois o lodo removido da linha de recalque do lodo recirculado é "espessado" no interior do próprio DF e apresenta uma concentração de sólidos voláteis bastante superior à apresentada no TA.

Observação

Do que foi dito acima depreende-se que o DF cumpre uma função dupla: clarificar o efluente e aumentar a concentração do lodo sedimentado. Adiante se verá que ambas as funções são igualmente essenciais para o bom funcionamento do sistema

Essas razões de ordem prática tornaram quase universal a retirada do excesso de lodo através da linha de recirculação do lodo ativado.

Ambas as técnicas disponíveis para a remoção de excesso de lodo incluídas na Figura 6-3 (diretamente do TA, na concentração **Xv**, ou da linha de recirculação de lodo, na concentração **Xvu**) são igualmente eficazes no que toca ao controle do processo. O que fará o projetista decidir entre uma e outra são exclusivamente razões de ordem prática e econômica.

Em geral, nas grandes estações de tratamento, a remoção é feita a partir da linha de recirculação de lodo ativado. A remoção diretamente do TA é feita apenas em estações de pequeno porte, onde a massa (e, portanto, o volume) de excesso de lodo a ser removida é relativamente pequena.

6.2.2.2.1.2 Destino do lodo removido

O destino conveniente a ser dado ao excesso de lodo removido do sistema vai depender do tipo da instalação, de fatores econômicos, das características do processo, etc.

Assim, o excesso de lodo removido de uma estação de lodos ativados pelo processo convencional, dotada de um decantador primário onde o esgoto bruto é submetido a decantação antes de ser introduzido no TA, poderá ser encaminhado ao próprio Decantador Primário, onde se sedimentará e será removido juntamente com o lodo primário (formando o "lodo misto"). Este lodo misto deve ser submetido ao tratamento adequado, geralmente a digestão anaeróbia seguida de remoção de umidade. Esta prática, adotada correntemente há algumas décadas em virtude da grande economia que proporciona, vem sendo abandonada paulatinamente na medida que se evidenciaram as vantagens de tratar em "linhas" separadas o lodo primário e o excesso de lodo biológico.

Em qualquer caso, a escolha da técnica empregada para tratar o lodo – tanto o primário quanto o excesso de lodo biológico – dependerá de critérios práticos e econômicos e não exercerá qualquer influência sobre o desempenho do processo de lodos ativados. Isto porque, desde que o excesso seja removido do sistema de aeração (conjunto de unidades constituído pelo TA, Decantador Final DF e Elevatória de Lodo Ativado ELA), não faz qualquer diferença para o processo de lodos ativados o que será feito com ele.

Observação

O lodo removido do sistema deve ter sempre um destino final adequado, mas este destino não exerce qualquer influência no desempenho do sistema.

6.2.2.2.2 Utilização do parâmetro Oc

A necessidade de retirada periódica do excesso de lodo produzido no TA deu origem a um novo conceito, ou parâmetro de projeto denominado "Idade do Lodo" ou "Tempo Médio de Residência Celular" (esta última designação deriva do fato de que, se uma massa constante de lodo em excesso é retirada do sistema a cada dia, a relação entre massa de SSV contida no TA **MXv** e a massa removida diariamente **dMXv** fornece o tempo médio em dias que uma partícula de lodo permanece no sistema).

Por exemplo: se a cada dia é gerada no sistema (e dele diariamente removida) uma massa de excesso de lodo **dMXv** correspondente a 10% da massa total do lodo **MXv** contida no TA, **um décimo** dos organismos presentes no TA é removido diariamente. A consequência disso é que toda a massa de organismos do TA será renovada em 10 dias e que, portanto, o tempo médio que um organismo (e quaisquer outras partículas em suspensão) permanece no sistema corresponde a 10 dias. Assim, neste exemplo, o "tempo médio de residência celular" no sistema (em inglês, "*mean cell residence time*", um dos nomes pelo qual é conhecido o parâmetro) é igual a dez dias.

Vamos representar este parâmetro por **Oc** (quase sempre expresso em dias).

Os organismos removidos diariamente serão substituídos por outros "nascidos" no sistema. Ora, como o tempo em que permanecem no sistema é igual a **Oc** e eles ali nasceram, a média da "idade" dos organismos será igual a seu tempo médio de permanência no sistema. O que justifica o fato do parâmetro **Oc** também ser conhecido por "Idade do Lodo".

Define-se, então, o parâmetro idade do lodo, ou tempo médio de residência celular (**Oc**), como a relação entre massa total de lodo presente no TA (**MXv**) e massa de lodo descartada a cada intervalo de tempo **dt**. Como, para que o sistema mantenha seu equilíbrio é necessário que a massa removida seja igual ao excesso gerado no mesmo período, e presumindo que o período de tempo considerado seja **dt** = 1 dia, o valor da idade de lodo **Oc** expresso em dias será definido pela Equação 6-25:

$$O_c = \frac{MX_v}{dMX_v/dt} \qquad \text{Equação 6-25}$$

Sendo assim, em um sistema em operação contínua, pode-se manter constante sua idade do lodo retirando-se dele, a cada intervalo fixo **dt,** uma massa de sólidos em suspensão voláteis **dMXv** igual à massa gerada nesse intervalo **dt**. O que fará com que a relação entre a massa total contida no TA (**MXv**) e a massa gerada naquele intervalo (**dMXv)** seja igual a **Oc** expressa em unidades **dt**.

(Explicando melhor: para manter a idade do lodo fixa em, digamos, vinte dias, basta remover diariamente do sistema uma massa de lodo igual a um vigésimo da massa total nele contida).

Isto porque fazendo **dt** = 1 e observando a Equação 6-25 teremos:

$$|O_c| = |\frac{MX_v}{dMX_v}|$$ Equação 6-26

Convém notar que pouco importa de que ponto do sistema a massa dMXv é removida. Se, como é mais comum, o descarte é feito a partir da linha de recirculação de lodo ativado (portanto, com concentração de SSV igual a **Xvu**), a vazão **q'** a ser descartada deverá remover um volume **v'** de lodo recirculado expresso em m³ tal que:

$$v'.X_{vu} = dMX_v$$ Equação 6-27

...logo:

$$v' = \frac{dMX_v}{X_{vu}}$$ Equação 6-28

...e a vazão **q'** removida da linha de recirculação de lodo em um intervalo de tempo qualquer **dt**, expressa em m³/d será:

$$q' = {}^{v'}/_{dt} = {}^{dMX_v}/_{(X_{vu}.dt)}$$ Equação 6-29

Se considerarmos o intervalo **dt** igual a um dia a vazão **q'**, expressa em m³/dia (que corresponde ao volume removido diariamente), terá um valor numérico absoluto de:

$$|q'| = \left|\frac{dMX_v}{X_{vu}}\right|$$ Equação 6-30

Resumindo: para manter a idade do lodo constante removendo-se o excesso de lodo da linha de recirculação de lodo é preciso remover continuamente desta linha uma vazão **q'** calculada de acordo com a Equação 6-30. Para obter seu valor basta determinar diariamente os valores de **Xv** e **Xvu** e efetuar os cálculos necessários. O resultado será o volume a ser descartado diariamente na concentração **Xvu** para remover a massa de lodo correspondente à produzida naquele dia.

Como mencionado no Item 6.2.2.2 a idade de lodo **Oc** é um parâmetro de dimensionamento e operação. Logo, mantê-la em um valor constante igual ao estabelecido no dimensionamento é o que basta para que o processo seja mantido nas condições concebidas pelo projetista, ou seja, "controlado".

Porém, como acima mencionado, do ponto de vista da cinética do processo, pouco importa de onde o excesso de lodo é retirado, desde que a massa de organismos removida corresponda exatamente ao excesso produzido no período. O que possibilita que o excesso de lodo seja descartado diretamente do tanque de aeração (ver Figura 6-3).

Nesse caso a massa de SSV (**dMXv**) será removida na concentração **Xv,** a vigente no interior deste tanque. O volume **v,** expresso em m³, a ser removido no intervalo **dt** será então:

$$v = {}^{dMX_v}/_{X_v}$$ Equação 6-31

Por outro lado, a vazão **q** necessária para retirar o volume **v** no intervalo **dt** será:

$$q = {}^{v}/_{dt}$$ Equação 6-32

Se a vazão **q** for removida continuamente do TA (caso em que **dt** =1 dia):

$$q = {}^{v}/_{dt} = {}^{dMX_v}/_{X_v.dt} \qquad \text{Equação 6-33}$$

Dividindo pelo volume do tanque de aeração **V** e tomando em consideração a Equação 6-25 que define **Oc**:

$$q/_V = {}^{dMX_v}/_{V.X_v.dt} = \frac{{}^{dMX_v}/_{dt}}{V.X_v} = \frac{1}{O_c} \qquad \text{Equação 6-34}$$

Ou:

$$q = \frac{V}{O_c} \qquad \text{Equação 6-35}$$

A Equação 6-35 comprova que uma determinada idade do lodo **Oc** será mantida constante desde que se retire do TA, continuamente, uma vazão **q** tal que a relação entre o volume removido no intervalo **dt=**1 dia e o volume do TA seja numericamente igual ao inverso desta Idade do Lodo expresso em dias (ou seja: comprova que para manter constante uma Idade do Lodo de, digamos, 15 dias, basta retirar diariamente um volume **v** de líquido do TA igual a 1/15 do volume **V** do TA).

Essa alternativa tem uma evidente vantagem sobre a anterior (remoção do excesso pela linha de retorno de lodo): torna desnecessária a determinação em laboratório tanto de **Xv** quanto de **Xvu** para controlar o processo, já que basta a medição de um volume a ser removido diariamente do TA – uma operação simples que prescinde de quaisquer análises de laboratório.

Este volume pode ser obtido da equação abaixo, derivada da Equação 6-35 pois, quando se considera que **dt** = 1 dia, o valor absoluto de **q** é igual ao de **v:**

$$|v| = \left|\frac{V}{O_c}\right| \qquad \text{Equação 6-36}$$

Ou

$$|O_c| = \left|\frac{V}{v}\right| \qquad \text{Equação 6-37}$$

Por outro lado, esta técnica implica a remoção de um volume de lodo em excesso muito maior que aquele removido da linha de recirculação (pois a mesma massa de excesso é removida na concentração **Xv**, bem menor que **Xvu**), do que resulta o aumento do volume a ser encaminhado às unidades de tratamento de lodo que receberão o excesso removido.

Essa é justificativa para a afirmar (ver final do Item 6.2.2.2.1.1) que a remoção de excesso de lodo diretamente do TA é particularmente vantajosa em instalações de pequeno porte, pois nelas seria demasiadamente oneroso manter um laboratório para efetuar diariamente as determinações de **Xv** e **Xvu** e nem sempre se pode contar com pessoal especializado para operá-las. Assim, basta instruir o operador para remover diariamente, sempre no mesmo horário, um volume **v** do líquido do tanque de aeração (previamente calculado pelo técnico responsável usando a Equação 6-36), uma tarefa simples e suficiente para manter o processo sob controle.

Já nas instalações de grande porte, onde geralmente existe um laboratório equipado para efetuar diariamente as análises de monitoramento das unidades de tratamento (que incluem o acompanhamento diário dos SSVTA), o custo correspondente ao tratamento do maior volume de lodo removido diretamente do TA torna mais vantajoso removê-lo da linha de retorno de lodo.

6.2.2.2.3 Dimensionamento do TA usando o parâmetro Oc

O dimensionamento do TA (ou seja, a determinação de seu volume) baseado no parâmetro denominado "Idade do Lodo" ou "Tempo médio de residência celular" **Oc**, à semelhança do dimensionamento utilizando a "Relação Alimento/Microrganismos" ou "Taxa de Utilização de Substrato" **U**, consiste em:

- ✓ Calcular a massa necessária de organismos que deve ser contida na unidade para consumir o substrato aportado pelo afluente em um dado período;
- ✓ Arbitrar a concentração em que estes organismos deverão se apresentar no interior da unidade e;
- ✓ Dividir a massa por esta concentração para determinar o volume da unidade.

Como ainda não se desenvolveu uma técnica de laboratório capaz de determinar experimentalmente a concentração de organismos ativos **Xa** em uma amostra (tentativas foram feitas adotando a concentração de ATP – trifosfato de adenosina – como indicador, mas a técnica revelou-se imprecisa e onerosa) e levando em conta que estes organismos se apresentam como sólidos em suspensão voláteis, SSV (ver Item 6.2.2.1.4), o dimensionamento usando o parâmetro **U** considera que esta última concentração **Xv** representa a de organismos ativos **Xa** – o que introduz uma imprecisão, posto que como sabemos, nem todos os SSV contidos no TA constituem organismos ativos.

Isto porque, como vimos no Item 4.6.1.3.3, por mais que se procure manter nos Tanques de Aeração condições excelentes para a proliferação dos microrganismos, sempre haverá alguma destruição (lise) de células vivas cujo material celular é liberado para o ambiente e em grande parte consumido pelas demais bactérias (o que levou à definição da constante do processo "Taxa específica de respiração endógena" **b,** que representa a fração da massa de organismos ativos que "morre" diariamente e cujo valor varia na faixa de 0,05 dia^{-1} a 0,11 dia^{-1}**).**

Ocorre que, nem toda a massa do material celular liberada por estes organismos que não conseguem sobreviver é consumida pelo restante da população pois, como visto no Item 4.5.1.3, uma fração desta massa é constituída por matéria orgânica dificilmente biodegradável formada em sua maior parte por polissacarídeos complexos oriundos da cápsula bacteriana (esta "Fração dificilmente biodegradável do material celular" **f,** também uma constante do processo, representa cerca de 20% da massa da célula, ou seja: **f**=0,2 [adimensional]).

O material não biodegradável oriundo da lise das células vivas no interior do TA denomina-se "Resíduo Endógeno" e, não sendo consumido pelos demais organismos, tende a se acumular no sistema sob a forma de Sólidos em Suspensão Voláteis (posto que são matéria orgânica, embora não biodegradável) na concentração **Xe**. Quando o sistema atinge o equilíbrio e entra em regime permanente, esta concentração **Xe** tende a se manter constante, posto que a produção diária de resíduo endógeno é anulada pela massa deste resíduo removida juntamente com o excesso de lodo.

Foi a presença deste resíduo endógeno (formado por Sólidos em Suspensão Voláteis que não constituem organismos ativos) que nos levou a afirmar, no Item 6.2.2.1.2, que a concentração de Sólidos em Suspensão Voláteis no Tanque de Aeração (SSVTA ou **Xv**) representa a concentração de organismos participantes do processo "*com uma aproximação razoável*". Pois ela é composta por duas parcelas: organismos ativos, na concentração **Xa,** e resíduo endógeno, na concentração **Xe**.

Se a relação entre **Xe** e **Xv** se mantivesse constante ao longo de todo espectro de valores de **U** (ou de **Oc,** já que estes valores se relacionam como demonstraremos no Item 6.2.2.2.4) não haveria

problema pois, sendo o desvio sempre o mesmo, não exerceria influência no resultado do dimensionamento sejam quais forem os valores de **U** (ou **Oc**).

Mas este não é o caso: à medida que o valor da Relação Alimento/Microrganismos ou Taxa de Utilização de Substrato **U** (ou da Idade do Lodo **Oc**) varia, a relação **Xe/Xv** também varia, de forma que quanto menor **U** (ou maior **Oc**), mais cresce o valor relativo de **Xe**.

Isto significa que quando se usa o parâmetro **U** para dimensionar um sistema concebido para operar nas condições em que o valor da relação Alimento/Microrganismos ou Taxa de Utilização de Substrato é elevado (quando, em virtude do pequeno valor de **Xe**, o valor de **Xv** é bastante próximo do valor de **Xa** que se espera que represente), comete-se um pequeno erro. Já quando se usa o mesmo parâmetro para dimensionar um sistema que opera no extremo oposto do espectro, quando o valor da relação **U** é pequeno (e a concentração **Xa** é bem menor que **Xv** em virtude do maior valor relativo de **Xe**) o desvio é bem maior. O que é altamente inconveniente para uma técnica de projeto.

Este fato torna a utilização da Idade do Lodo **Oc** para dimensionamento de sistemas de Lodos Ativados bastante mais precisa, pois prescinde da aproximação que considera que **Xv** representa **Xa**. Isto ocorre porque o modelo matemático utilizado – desenvolvido por Ekama e Marais e publicado em outubro de 1976 no "**Special Supplement to Water SA Vol 2 no 4**" – permite que se calcule independentemente as massas de organismos ativos, de seu resíduo endógeno (ver adiante) e de sólidos inertes contidos no TA.

Note que o fato de ainda não ser possível determinar em laboratório a concentração **Xa** não invalida a técnica de dimensionamento usando **Oc** nem impede a aferição de sua precisão. Isto porque, como sabemos, o valor da concentração de Sólidos em Suspensão Voláteis **Xv** – cuja determinação em laboratório é simples e bastante precisa – constitui a soma dos valores das concentrações de organismos ativos **Xa** e de resíduo endógeno **Xe**. E como o modelo de Ekama e Marais permite o cálculo tanto de **Xa** quanto de **Xe**, a precisão pode ser aferida comparando a soma destes valores calculados com o valor da concentração de SSV **Xv** medida em laboratório**.**

A razão pela qual a técnica de dimensionamento usando **Oc** permite calcular o valor de **Xa** independentemente do valor de **Xv** é simples: o estabelecimento de uma dada **Oc** independe do conhecimento dos valores de quaisquer concentrações ou massas pois, como mostra a Equação 6-37, a manutenção do sistema operando em uma dada Idade do Lodo **Oc** depende exclusivamente da relação entre os volumes do TA e do excesso de lodo dele removido diariamente.

Vejamos um exemplo esclarecedor. Digamos que em um dado sistema de Lodos Ativados o responsável pela operação mantenha sua idade do lodo exatamente igual a 10 dias (**Oc**=10 d) removendo diretamente do TA um volume diário de excesso de lodo igual a 1/10 do volume deste TA. Ora, considerando-se que em tese o TA é um reator em mistura completa, seu conteúdo pode ser considerado homogêneo (ver Item 4.6.1.2). Assim sendo, quando se remove certa fração do volume do líquido de seu interior, remove-se a mesma fração da massa de tudo o que o TA contém. Isso inclui tanto material em suspensão quanto dissolvido. O que significa que, ao remover 1/10 do volume de líquido contido no TA para manter a idade do lodo em 10 dias, remove-se igualmente 1/10 dos organismos ativos, 1/10 dos sólidos em suspensão voláteis, 1/10 da massa de substrato e 1/10 da massa de seja lá mais o que for que este TA contenha.

Este fato enseja a possibilidade da execução dos balanços de massa para montar o modelo matemático de dimensionamento com absoluta exatidão, como logo veremos.

Estes balanços de massa serão efetuados sempre em torno do sistema, conforme o esquema exibido na Figura 6-4, adotando os modelos simplificados de primeira ordem examinados no Item 4.6.1.3

(onde foram introduzidos os parâmetros constantes **Y**, **b** e **K**) e, levando-se em conta que, por se pretender derivar a técnica de dimensionamento que utiliza o parâmetro **Oc**, presume-se que a remoção do excesso de lodo seja feita diretamente do interior do TA na vazão **q** (ver Figura 6-3).

6.2.2.2.3.1 Determinação da concentração de substrato

A concentração de substrato S no efluente do sistema e no interior do reator (ver Figura 6-3) pode ser obtida executando-se um balanço da massa de organismos ativos **MXa** em torno do sistema exibido na figura citada.

As parcelas que compõem o referido balanço de massa são as abaixo discriminadas.

- Massa de organismos ativos introduzidos no sistema:

A rede de esgotos sanitários não oferece condições favoráveis à manutenção da vida de organismos aeróbios. Portanto, exceto por uma fração insignificante (que atua como "semeadura" no início da operação de um sistema de aeração), os organismos que participam do processo são todos formados no interior do sistema. Logo, a concentração de organismos ativos introduzidos com o esgoto afluente é absolutamente desprezível. Assim:

$$\left(\frac{dMX_a}{dt}\right)_1 = 0 \qquad \text{Equação 6-38}$$

- Massa de organismos ativos gerada no sistema:

A Equação 4-19, que exprime a massa de material celular sintetizado em um dado período, pode ser expressa por:

$$\frac{(dX_a)_s}{dt} = Y.K.S.X_a \qquad \text{Equação 6-39}$$

Multiplicando-se ambos os membros pelo volume **V** do TA para transformar concentrações em massas vem:

$$\left(\frac{dMX_a}{dt}\right)_2 = \frac{(dMX_a)_s}{dt} = Y.K.S.V.X_a \qquad \text{Equação 6-40}$$

- Massa de organismos ativos destruídos no sistema:

A Equação 4-20, que exprime a massa de organismos consumida pela respiração endógena em um dado período, pode ser expressa por:

$$\frac{(dX_a)_e}{dt} = b.X_a \qquad \text{Equação 6-41}$$

Multiplicando-se ambos os membros pelo volume **V** do TA para transformar concentrações em massas vem:

$$\left(\frac{dMX_a}{dt}\right)_3 = \frac{(dMX_a)_e}{dt} = b.V.X_a \qquad \text{Equação 6-42}$$

- Massa de organismos ativos removidos do sistema:

Um exame da Figura 6-3 evidencia que organismos ativos são retirados do sistema com o excesso de lodo removido (no caso, diretamente do TA na vazão **q**). Assim:

$$\left(\frac{dMX_a}{dt}\right)_4 = q.X_a \qquad \text{Equação 6-43}$$

Somando-se algebricamente as parcelas conforme o esquema da Figura 6-4 e igualando a zero, posto que em regime permanente não há variação de massa em torno do sistema, teremos:

$$\mathbf{0 = 0 + Y.K.S.V.X_a - b.V.X_a - q.X_a} \qquad \text{Equação 6-44}$$

Dividindo todos os termos por (**Xa.V**) e rearranjando, vem:

$$\mathbf{Y.K.S - b - {}^{q}/_{V} = 0} \qquad \text{Equação 6-45}$$

Considerando-se a Equação 6-34 vem:

$$\mathbf{Y.K.S - b - {}^{1}/_{O_c} = 0} \qquad \text{Equação 6-46}$$

Explicitando-se **S** chega-se à expressão desejada:

$$\mathbf{S = \frac{1 + b.O_c}{Y.K.O_c}} \qquad \text{Equação 6-47}$$

Como se percebe do exame da Equação 6-47 o valor da concentração de substrato no efluente do sistema (expresso em termos de DBO_5 solúvel) depende exclusivamente do valor de **Oc** e de constantes do processo, o que evidencia o fato de que **Oc** pode efetivamente ser usado como um parâmetro de dimensionamento e controle do processo.

6.2.2.2.3.2 Determinação da massa de organismos ativos

A massa de organismos ativos **MXa** que deve ser mantida no interior do reator para consumir a fração desejada da massa de substrato aportada com o afluente (ver Figura 6-3) pode ser obtida executando-se um balanço da massa de substrato **MS** em torno do sistema exibido na figura citada.

As parcelas que compõem o referido balanço de massa são as abaixo discriminadas.

- Massa de substrato introduzida no sistema:

O substrato é introduzido no sistema pela vazão afluente **Q** na concentração **Si.** Então:

$$\mathbf{(\frac{dMS}{dt})_1 = Q.S_i} \qquad \text{Equação 6-48}$$

- Massa de substrato gerada no sistema:

Não há produção de substrato no sistema. Então:

$$\mathbf{(\frac{dMS}{dt})_2 = 0} \qquad \text{Equação 6-49}$$

- Massa de substrato consumida no sistema:

A Equação 6-49, que exprime a utilização de substrato pelos organismos ativos, pode ser expressa por:

$$\mathbf{\frac{dS}{dt} = K.S.X_a} \qquad \text{Equação 6-50}$$

Multiplicando-se ambos os membros pelo volume **V** do TA para transformar concentrações em massas vem:

$$\mathbf{(\frac{dMS}{dt})_3 = K.S.V.X_a} \qquad \text{Equação 6-51}$$

- Massa de substrato removida do sistema:

A massa de substrato removida do sistema é constituída da soma de duas parcelas: a removida juntamente com o efluente na vazão (**Q-q**) e concentração **S** e aquela removida do sistema juntamente com o lodo em excesso na vazão **q** também na concentração **S**.

$$(\frac{dMS}{dt})_4 = (Q - q).S + q.S = Q.S - q.S + q.S = Q.S$$ Equação 6-52

Somando-se algebricamente as parcelas acima conforme o esquema da Figura 6-4 e igualando o total a zero, posto que em regime permanente não há variação de massa em torno do sistema, teremos:

$$0 = Q.S_i + 0 - K.S.V.X_a - Q.S$$ Equação 6-53

Ou:

$$K.S.V.X_a = Q.S_i - Q.S$$ Equação 6-54

Somando-se algebricamente as parcelas acima conforme o esquema da Figura 6-4 e igualando o total a zero, posto que em regime permanente não há variação de massa em torno do sistema, vem:

$$MX_a = \frac{Q.(S_i - S)}{K.S}$$ Equação 6-55

Substituindo-se o valor de **S** no denominador da Equação 6-55 pelo fornecido na Equação 6-47 e operando, vem:

$$MX_a = \frac{Y.O_c}{1 + b.O_c}.Q.(S_i - S) = (\frac{Y.O_c}{1 + b.O_c}).(dMS/dt)$$ Equação 6-56

Que é a expressão desejada.

Repare que nesta equação a massa necessária de organismos ativos a ser contida no TA para consumir a massa de substrato desejada depende apenas da idade do lodo **Oc**, da massa de substrato consumida (**dMS/dt**) e de constantes do processo. Em ponto algum do balanço de massa há qualquer referência à concentração de Sólidos em Suspensão Voláteis **Xv**. Ela exprime, efetivamente, a massa de organismos ativos no sistema.

6.2.2.2.3.3 Determinação da massa de resíduo endógeno

A massa de resíduo endógeno **MXe** gerada pela lise das células de organismos no interior do reator (ver Figura 6-3) pode ser obtida executando-se um balanço da massa deste resíduo **MXe** em torno do sistema exibido na figura citada. Note que, embora o resíduo endógeno não participe ativamente do processo, deve-se conhecer sua massa já que ela é uma das parcelas da massa de Sólidos em Suspensão Voláteis **MXv**, aquela que efetivamente pode ser medida em laboratório.

As parcelas que compõem o referido balanço de massa são as abaixo discriminadas.

- Massa de resíduo endógeno introduzida no sistema:

Não há introdução de resíduo endógeno no sistema. Todo ele é gerado no interior do reator. Portanto:

$$(\frac{dMX_e}{dt})_1 = 0$$ Equação 6-57

- Massa de resíduo endógeno gerada no sistema:

Como visto no Item 4.6.1.3.3, ao longo de um dado período o decréscimo da população de organismos no reator devido à respiração endógena assume um valor constante e proporcional à concentração **Xa** (ou massa **MXa**) dos organismos ativos no sistema e esse fator de proporcionalidade é definido como "Taxa específica de respiração endógena" **b**. E, como visto no Item 4.5.1.3, uma fração constante **f**=0,2 da massa das células eliminadas por respiração endógena é constituída por material

dificilmente biodegradável. É justamente esta fração que forma o resíduo endógeno. Assim sendo, a massa deste resíduo gerada ao longo do tempo será:

$$(\frac{dMX_e}{dt})_2 = f.b.MX_a$$ Equação 6-58

- Massa de resíduo endógeno consumida no sistema:

Sendo dificilmente biodegradável, o resíduo endógeno não é consumido no sistema. Então:

$$(\frac{dMX_e}{dt})_3 = 0$$ Equação 6-59

- Massa de resíduo endógeno removida do sistema:

Como constitui uma parcela dos SSV, o resíduo endógeno se sedimenta no DF e, portanto, não é removido pelo efluente do sistema. Assim, o único ponto por onde se efetua esta remoção é juntamente com o excesso de lodo, na vazão **q** e concentração **Xe**. Portanto:

$$(\frac{dMX_e}{dt})_4 = q.X_e$$ Equação 6-60

Somando-se algebricamente as parcelas conforme o esquema da Figura 6-4 e igualando o total a zero posto que em regime permanente não há variação de massa em torno do sistema, teremos:

$$0 = 0 + f.b.MX_a - 0 - q.X_e$$ Equação 6-61

Operando e explicitando **Xe**, teremos:

$$X_e = \frac{f.b.MX_a}{q}$$ Equação 6-62

Multiplicando-se ambos os membros pelo volume **V** do TA para transformar concentrações em massas vem:

$$MX_e = \frac{V}{q}.(f.b.MX_a)$$ Equação 6-63

Considerando a Equação 6-35 teremos:

$$MX_e = f.b.O_c.MX_a$$ Equação 6-64

Que é a expressão desejada.

Note que esta expressão evidencia que a massa de resíduo endógeno varia diretamente com a idade do lodo, o que faz com que o valor de **Xv** se distancie cada vez mais do valor de **Xa** à medida que **Oc** cresce, conforme assinalado no Item 6.2.2.2.3.

6.2.2.2.3.4 Determinação da massa de Sólidos em Suspensão Voláteis

Como sabemos, a massa de Sólidos em Suspensão Voláteis **MXv** é constituída pela soma das massas de organismos ativos, **MXa**, e de resíduo endógeno, **MXe**. Então:

$$MX_v = MX_a + MX_e$$ Equação 6-65

6.2.2.2.3.5 Determinação da massa de Sólidos em Suspensão Inertes

Embora os Sólidos em Suspensão Inertes não participem ativamente do processo, deve-se conhecer sua massa já que ela é uma das parcelas da massa de Sólidos em Suspensão Totais **MX**.

As parcelas que compõem o referido balanço de massa são as abaixo discriminadas:

- Massa de Sólidos em Suspensão Inertes introduzida no sistema:

Os SSI são introduzidos no sistema pela vazão afluente **Q** na concentração **Xii**.. Então:

$$(\frac{dMX_i}{dt})_1 = Q.X_{ii}$$ Equação 6-66

- Massa de Sólidos em Suspensão Inertes gerada no sistema:

Não há produção de Sólidos em Suspensão Inertes no sistema. Então:

$$(\frac{dMX_i}{dt})_2 = 0$$ Equação 6-67

- Massa de Sólidos em Suspensão Inertes consumida no sistema:

Não há consumo de Sólidos em Suspensão Inertes no sistema. Então:

$$(\frac{dMX_i}{dt})_3 = 0$$ Equação 6-68

- Massa de Sólidos em Suspensão Inertes removida do sistema:

Como constituem uma parcela dos SST os Sólidos em Suspensão Inertes se sedimentam no DF e, portanto, não são removidos pelo efluente do sistema. Assim, o único ponto por onde os Sólidos em Suspensão Inertes são removidos do sistema é juntamente com o excesso de lodo, na vazão **q** e concentração **Xi**. Portanto:

$$(\frac{dMX_i}{dt})_4 = q.X_i$$ Equação 6-69

Somando-se algebricamente as parcelas conforme o esquema da Figura 6-4 e igualando o total a zero posto que em regime permanente não há variação de massa em torno do sistema, teremos:

$$0 = Q.X_{ii} + 0 - 0 - q.X_i$$ Equação 6-70

Operando:

$$q.X_i = Q.X_{ii}$$ Equação 6-71

Considerando a Equação 6-35, vem

$$\frac{V}{O_c}.X_i = Q.X_{ii}$$ Equação 6-72

E levando em conta que o produto da concentração pelo volume é igual à massa:

$$MX_i = Q.X_{ii}.O_c$$ Equação 6-73

Que é a relação procurada.

6.2.2.2.3.6 Determinação da massa de Sólidos em Suspensão Totais

Como sabemos, a massa de Sólidos em Suspensão Totais **MX** nada mais é que a soma das massas de Sólidos em Suspensão Voláteis, **MXv**, e de Sólidos em Suspensão Inertes, **MXi.** Então:

$$MX = MX_v + MX_i$$ Equação 6-74

6.2.2.2.3.7 Determinação do Volume V do Tanque de Aeração

Para determinar o volume do tanque de aeração utilizando a técnica que adota a idade do lodo como parâmetro básico de dimensionamento o projetista deve:

- ✓ Escolher a idade do lodo desejada de acordo com as características da variante a ser projetada (ver adiante) e arbitrar a concentração de sólidos em suspensão voláteis **Xv** (ou de sólidos em suspensão totais **X**) a ser mantida no TA também de acordo com sua experiência e características da variante a ser projetada.
- ✓ Determinar a concentração de substrato **S** no efluente do sistema usando a Equação 6-47.
- ✓ Determinar a massa de organismos ativos **MXa** contida no TA usando a Equação 6-55.
- ✓ Determinar a massa de resíduo endógeno **MXe** contida no TA usando a Equação 6-64.
- ✓ Determinar a massa de sólidos em suspensão voláteis **MXv** contida no TA usando a Equação 6-65.

E:

- ✓ Determinar o volume **V** do TA dividindo a massa **MXv** pela concentração **Xv** previamente arbitrada.

Ou:

- ✓ Determinar a massa de sólidos em suspensão inertes **MXi** contida no TA usando a Equação 6-73.
- ✓ Determinar a massa de sólidos em suspensão totais **MX** contida no TA usando a Equação 6-74.
- ✓ Determinar o volume **V** do TA dividindo a massa **MX** pela concentração **X** previamente arbitrada.

6.2.2.2.4 Relação entre os parâmetros U e Oc

Nosso conhecimento da cinética de remoção de substrato e crescimento bacteriano (ver Item 4.6) nos permite afirmar que elevadas relações alimento-microrganismos **U** (nas quais o alimento é abundante) dão origem, proporcionalmente, a elevadas produções de excesso de lodo, enquanto menores relações alimento-microrganismos (nas quais o alimento é escasso) dão origem, proporcionalmente, a baixas produções de excesso lodo.

Este fato leva a concluir que os parâmetros **U** e **Oc** se correlacionam e que esta correlação deve manter a razão inversa, ou seja, elevadas **U** correspondem a pequenas **Oc** e vice-versa.

A exata natureza dessa correlação pode ser determinada com base no conhecimento da cinética do consumo de substrato e crescimento bacteriano.

Senão vejamos:

A Equação 4-20 pode ser expressa na forma:

$$\frac{dX_a}{dt} = Y\frac{dS}{dt} - b.X_a \qquad \text{Equação 6-75}$$

Dividindo os termos por **Xa** vem:

$$\frac{dX_a/dt}{X_a} = Y\frac{dS/dt}{X_a} - b \qquad \text{Equação 6-76}$$

Considerando-se que em um sistema de volume constante as relações entre concentrações são iguais às relações entre massas (o que corresponde a multiplicar tanto o numerador quanto o denominador dos dois primeiros termos pelo volume do reator **V**) vem:

$$\frac{dMX_a/dt}{MX_a} = Y\frac{dMS/dt}{MX_a} - b$$ Equação 6-77

Substituindo os valores fornecidos pelas Equação 6-25 e Equação 6-10 levando em conta que, em ambas, **Xv** representa **Xa**, teremos a relação procurada, expressa pela Equação 6-78:

$$\frac{1}{O_c} = Y.U - b$$ Equação 6-78

Conforme ressalta do exame da equação acima, a correlação entre **U** e **Oc** não depende de nenhum outro parâmetro à exceção dos valores de **Y** e **b**.

Estes valores, determináveis experimentalmente em laboratório, são parte do conjunto das "constantes do processo", valores característicos da população bacteriana e do substrato utilizado.

Como a relação entre **Oc** e **U** não depende de qualquer valor senão de constantes do processo, é possível afirmar que que, para um dado sistema em operação, a fixação de qualquer um deles, seja **U,** seja **Oc**, implica a automática fixação do outro. Em outras palavras, podemos afirmar que:

- Ao se fixar uma determinada relação **U** através da manutenção da concentração de Sólidos em Suspensão Voláteis no TA (SSVTA ou **Xv)** no valor constante estabelecido pelo projetista, **Oc** ficará automaticamente fixada no valor correspondente;
- Ao se fixar uma determinada **Oc** através da remoção diária de um volume do líquido em seu interior igual a uma fração do volume deste reator, a relação alimento-microrganismos ou Taxa de Utilização de Substrato **U** será automaticamente ajustada para o valor correspondente.

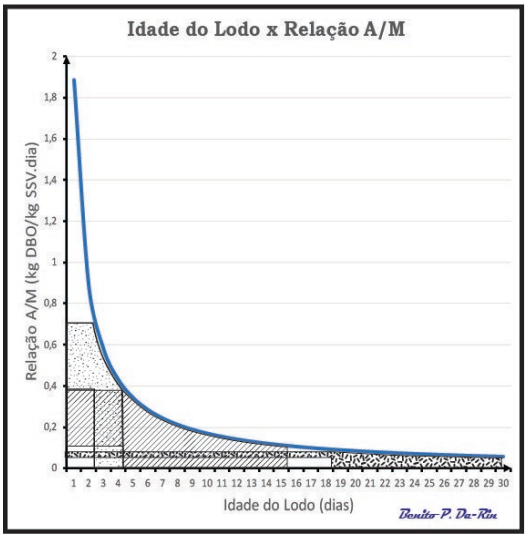


Figura 6-5 – Relação entre U e Oc

A Figura 6-5 mostra a curva de variação de **U** (Relação Alimento/Microrganismos ou Taxa de Utilização de Substrato) em função de **Oc** (Idade do Lodo) obtida usando a Equação 6-78 na qual foram adotados os valores abaixo para constantes do processo, bastante comuns para esgotos domésticos:

- Coeficiente de produção **Y**=0.6 (adimensional);
- Taxa Específica de Respiração Endógena **b**=0,07 dia^{-1}.

No que toca à relação Alimento/Microrganimos definida como relação entre a massa de DBO_5 **fornecida** por dia ao processo biológico e a massa de SSV contida no reator biológico a NBR 12.209 recomenda as seguintes faixas de valores:

- 0,7 kg DBO_5/kg SSVTA a 1,1 kg DBO_5/kg SSVTA para sistemas de alta taxa;
- 0,2 kg DBO5/kg SSVTA a 0,7 kg DBO_5/kg SSVTA para sistemas de taxa convencional e
- Menor ou igual a 0,15 kg DBO_5/kg SSVTA para sistemas de aeração prolongada.

No que toca à Idade do Lodo as faixas de valores recomendadas pela NBR 12.209 são:

- 2 a 4 dias para sistemas de alta taxa
- 4 a 15 dias para sistemas de taxa convencional e
- Acima de 18 dias para sistemas de aeração prolongada

Estas faixas de Idade do Lodo estão assinaladas na Figura 6-5, assim como as faixas correspondentes de taxa de utilização de substrato ou relação Alimento/Microrganismos (definida como relação entre a massa de DBO_5 **consumida** por dia no processo biológico e massa de SSV contida no reator biológico).

A diferença entre estes tipos de sistemas será discutida adiante, no Item 6.3.4 que aborda as variantes do processo.

6.2.3 Remoção de Nitrogênio

O nitrogênio é um dos elementos mais abundantes do planeta e seus compostos são essenciais para a produção de material celular, o que faz dele, juntamente com o fósforo, os dois mais importantes nutrientes biológicos. Por isso a escassez de compostos de nitrogênio no esgoto pode tornar o tratamento biológico impraticável. Por outro lado, o excesso pode acarretar sérios inconvenientes.

O nitrogênio pode se apresentar nos esgotos sob diversas formas e em qualquer uma delas pode ser nocivo ao corpo d´água onde venha a ser despejado. Daí a razão do tratamento de esgotos sanitários incluir técnicas para tratamento ou remoção dos compostos de nitrogênio, seja através de técnicas físico-químicas seja, principalmente, de processos biológicos.

A remoção de nitrogênio por via biológica é quase sempre incorporada ao processo dos lodos ativados, onde esta remoção se dá em dois estágios sucessivos. No primeiro, denominado "nitrificação", os compostos de nitrogênio orgânico e amoniacal são oxidados até se transformarem nitratos. No segundo, denominado "desnitrificação", os nitratos são consumidos e liberam nitrogênio livre, N_2, um composto gasoso que se desprende do líquido.

A nitrificação é levada a termo em dois passos. Inicialmente os compostos de nitrogênio orgânico e amoniacal são oxidados a nitritos por organismos do gênero *Nitrosomonas*. Em seguida este nitrito é oxidado a nitratos por organismos do gênero *Nitrobacter*. Tanto *Nitrosomonas* quanto *Nitrobacter* são organismos autotróficos e utilizam o oxigênio dissolvido no ambiente para seu metabolismo.

Portanto a nitrificação somente se realiza em ambiente onde há disponibilidade de oxigênio.

Já a desnitrificação consiste no consumo dos nitratos por diversos gêneros de organismos heterotróficos geralmente presentes no TA. Estes organismos, quando em ambiente anóxico (ou seja, onde não há oxigênio livre), são capazes de utilizar para seu metabolismo o oxigênio ligado ao radical nitrato, liberando assim o nitrogênio sob a forma de gás N_2 que se desprende do esgoto.

Estes conceitos serão detalhados no "Anexo1– Remoção de Nitrogênio" onde serão descritas as diferentes formas pelas quais o Nitrogênio se apresenta nos esgotos, os métodos biológicos e não biológicos de sua remoção e a cinética dos organismos envolvidos. Este resumo somente foi incluído aqui porque na maioria dos casos as técnicas de nitrificação e desnitrificação são realizadas em conjunto com o processo dos lodos ativados, em geral no mesmo reator biológico.

É importante observar que, para que a desnitrificação biológica ocorra em um reator, o meio:

- Deve ser anóxico (ou conter OD em concentrações menores que 0,2 mg O_2/L);
- Deve conter nitratos dissolvidos em concentração suficiente (acetor de elétrons);
- Deve conter matéria orgânica (doador de elétrons), a fonte de carbono que será oxidada pelo o oxigênio ligado às moléculas de nitrato; esta matéria orgânica pode ser aquela contida no próprio esgoto sanitário afluente.

Detalhes sobre a configuração dos reatores biológicos usados quando a desnitrificação ocorre de forma integrada ao processo dos lodos ativados serão discutidos adiante ao examinarmos suas variantes. Porém, neste ponto, não se pode deixar de observar que:

- O nitrato é gerado no reator biológico de lodos ativados, proveniente dos compostos nitrogenados que vão sendo nitrificados ao longo do processo. Portanto é razoável supor que esteja presente em maior concentração junto à saída (efluente) do TA;
- Quando a matéria orgânica utilizada como fonte de carbono é a introduzida pelo esgoto, é de se esperar que ela se apresente em maior concentração junto à entrado (afluente) do TA;
- A desnitrificação somente ocorre em meio anóxico e o reator biológico do processo de lodos ativados é um ambiente necessariamente aeróbio, onde o oxigênio livre é abundante.

Estes fatos são contraditórios e aparentemente irreconciliáveis.

Mas este não é o caso. Como veremos adiante no exame das variantes do processo, há diversos meios de contornar esses inconvenientes, alguns bastante sofisticados. Aqui, apenas para facilitar o entendimento do encadeamento das ações que permitem integrar a nitrificação/desnitrificação com o processo dos lodos ativados, é apresentada na figura abaixo a configuração mais simples usada para este fim, concebida por Ludzack e Ettinger, na qual a nitrificação e a desnitrificação se processam em reator único, onde também se dá o processo dos lodos ativados.

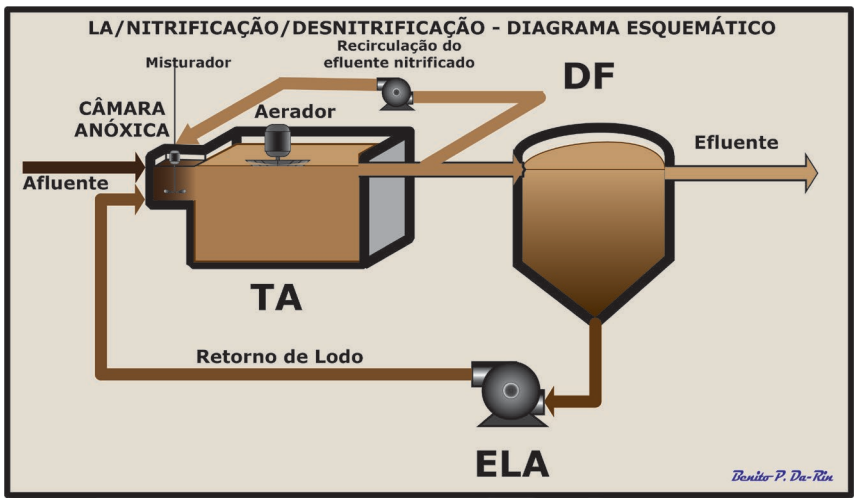


Figura 6-6 – Configuração Ludzack-Ettinger

Nesta configuração, o processo de lodos ativados deve ser dimensionado adotando uma idade do lodo que garanta a nitrificação nas condições ambientes (temperatura, pH, etc.).

Imediatamente na entrada do Tanque de Aeração constrói-se um tanque independente, a ele diretamente ligado, com 15% a 25% de seu volume (ou, alternativamente, reserva-se para este fim um volume de 15% a 25% do TA em seu trecho de montante) ao qual não se fornece oxigênio. Este tanque (ou o trecho inicial do TA) funcionará como câmara anóxica.

A nitrificação se dará no tanque de aeração onde transcorre o processo de lodos ativados, gerando assim os nitratos necessários à desnitrificação.

Já a desnitrificação se processará na câmara anóxica, para onde são encaminhados o afluente (contendo a fonte de carbono necessária), o retorno de lodo ativado (contendo organismos nitrificantes em suspensão e nitratos dissolvidos) e parte do efluente do TA (também com elevada concentração de nitratos) bombeado de volta para a cabeceira do tanque por uma Elevatória de Recirculação do Efluente Nitrificado.

A ausência de aeração na câmara anóxica e a elevada demanda de oxigênio do afluente (que consome quase imediatamente qualquer oxigênio livre ali presente) garantem que não haverá oxigênio dissolvido em seu interior (ou que, se houver, sua concentração se manterá abaixo de 0,2 mg O_2/L).

Na câmara anóxica, em vez de dispositivos de aeração, instala-se um ou mais misturadores mecânicos com o objetivo de homogeneizar seu conteúdo, mantendo em estreito contato os organismos desnitrificantes (que constituem cerca de 30% dos organismos do lodo ativado), o líquido contendo nitratos (bombeado para esta câmara pela elevatória de recirculação do efluente nitrificado) e a matéria orgânica a ser oxidada (aportada com o esgoto afluente). A "densidade de potência" (relação entre potência fornecida aos misturadores e volume do tanque) recomendada para dimensionamento dos misturadores se situa na faixa de 10 W/m^3 a 15 W/m^3.

A matéria orgânica será introduzida com o afluente, enquanto os organismos desnitrificantes retornam com o lodo ativado. Já os nitratos provêm tanto do esgoto tratado retornado com e lodo ativado quanto do efluente do TA retornado para a câmara anóxica. Para garantir a quantidade necessária de nitratos, a vazão recirculada por esta elevatória varia na faixa de 200% a 400% da vazão média afluente. Note que mesmo levando em conta o fato de ser esta vazão recirculada bem maior que a vazão média afluente, o consumo de energia pelas bombas desta elevatória é pequeno já que a carga hidráulica a ser vencida é muito baixa.

Um sistema com esta configuração pode remover cerca de 90% do nitrogênio, produzindo um efluente final razoavelmente desnitrificado.

Tipicamente se considera que um efluente se apresenta desnitrificado quando sua concentração de N—NO_3 se situa entre 1 mg/L e 3 mg/L.

Como veremos ao discutirmos as variantes do processo, há configurações bastante mais sofisticadas que alcançam eficiências mais elevadas de remoção de nitrogênio. Pode ser necessário adotá-las quando os padrões legais e outras exigências locais relativas à qualidade do efluente o exigirem. Mas em grande parte dos casos a configuração Ludzack-Ettinger é bastante satisfatória.

6.2.4 Fornecimento de oxigênio

A matéria orgânica contida no esgoto é estabilizada por oxidação bioquímica por meio do metabolismo bacteriano. Assim, a presença de Oxigênio Dissolvido (OD) em níveis adequados no

líquido sob aeração é essencial ao desempenho do processo. Embora a maior parte dos organismos intervenientes possa resistir a períodos de anoxia relativamente longos, seus processos metabólicos são mais eficientes em meios com teores de OD acima de 0,5 mg/L.

Anoxia - ausência de oxigênio no ar, no sangue arterial ou nos tecidos.

Por essa razão os tanques de aeração devem ser mantidos com teores de OD na faixa de 0,5 mg/L a 1,5 mg/ l, salvo em processos destinados a promover a nitrificação biológica dos efluentes. A Norma Brasileira NBR 12.209 recomenda que "*a concentração de oxigênio dissolvido no tanque de aeração ... a ser considerada no dimensionamento do equipamento de aeração deve ser, pelo menos 1,5 mg O2/L*" excluindo desta recomendação os casos de sistemas onde se perfaz a nitrificação e desnitrificação simultânea, reatores com membranas e outras configurações particulares.

Para manter constante o teor de OD no TA é necessário introduzi-lo na mesma taxa em que é consumido no processo. Para este fim são usados dispositivos de aeração que serão examinados adiante, no Item 6.3.1.

6.2.4.1 Necessidades de Oxigênio

A necessidade de oxigênio para manter o desempenho do processo em um nível adequado é expressa em termos de massa de oxigênio a ser introduzida no reator biológico ao longo do tempo **dMO/dt**.

Esta massa deve ser suficiente para suprir três demandas:

- Oxidação bioquímica da massa de substrato consumida no TA pelos organismos participantes do processo;
- Respiração Endógena: Oxidação bioquímica da fração biodegradável do material celular das células de organismos que não sobreviveram no TA (ver Item 4.5.1.3); e:
- Nitrificação biológica (quando adotada): Oxidação bioquímica dos compostos de nitrogênio para convertê-los em nitrato.

6.2.4.1.1 Demanda devida à oxidação do substrato

A forma convencional de expressar o conteúdo de substrato orgânico em uma amostra de esgoto é fazê-lo por meio da avaliação da massa de oxigênio por ele consumida, seja bioquimicamente – DBO_5 e DBO_u – seja quimicamente – DQO (ver Item 1.3.2.1).

Portanto a forma mais simples de exprimir a massa de oxigênio necessária para oxidar bioquimicamente esse substrato é usar simplesmente o valor de sua DBO.

Importante

Em geral, a avaliação da massa de substrato presente em uma amostra de esgoto é feita indiretamente através da determinação dos parâmetros DBO ou DQO, que correspondem à massa de oxigênio necessária para oxidá-lo

bioquimicamente (DBO) ou quimicamente (DQO). Assim sendo, do ponto de vista conceitual, é importante notar que, ao se quantificar a concentração do substrato orgânico utilizando as "concentrações" de DBO ou DQO, os valores assim obtidos não correspondem a concentrações do substrato, mas sim a concentrações do oxigênio necessário para oxidá-lo (que são proporcionais à concentração de substrato).

O parâmetro DBO_5 exprime o consumo de oxigênio necessário para oxidar a matéria orgânica contida na amostra em um período de 5 dias e em condições padronizadas e representa apenas uma fração da demanda total. Este consumo total é melhor representado pela DBO_u, ou "DBO última" que, por oxidar toda a massa de substrato presente, independe das condições em que foi medida e de quaisquer outros fatores.

Ocorre que raramente se efetua a determinação analítica da DBO_u (que exigiria uma incubação da amostra por um período de 20 dias). O dado de projeto geralmente disponível é a DBO_5, ou mais simplesmente "DBO".

Neste caso, estima-se o valor da DBO_u utilizando-se um fator de conversão DBO_u/DBO_5 que costuma variar entre 1,2 e 1,6 dependendo do tipo de despejo orgânico. Quando este despejo é o esgoto sanitário, considera-se que este fator de conversão vale 1,46.

Por outro lado, como vimos no Item 6.2.2.1.1, a massa de substrato utilizada no processo pode ser expressa pela Equação 6-7.

Assim, pode-se exprimir a massa de substrato consumida no TA em termos de seu equivalente em oxigênio por:

$$(\frac{dMO}{dt})_1 = 1,46.Q.(S_i - S) \qquad \text{Equação 6-79}$$

Na qual os valores são expressos nas seguintes unidades:

$(dMO/dt)_1$: massa de oxigênio necessária para oxidar bioquimicamente o total da massa de substrato consumida no TA em certo período, em (kg O_2/dia);

1,46: fator de conversão (adimensional);

Q: vazão média afluente em (m^3/dia);

Si e **S:** Concentrações de DBO_5 no afluente e efluente, respectivamente, em (kg/m^3).

Por outro lado, sabemos que nem toda a massa de substrato consumida no TA é oxidada quimicamente, posto que uma fração dela se incorpora à massa de material celular (síntese das células; ver Item 4.6.1.3.3). Essa fração corresponde ao equivalente em oxigênio da massa de organismos ativos gerada diariamente, ou seja, da massa de organismos ativos descartada juntamente com o excesso de lodo. Que, pela própria definição de Idade do lodo, corresponde à massa total destes organismos contida no TA (fornecida pela Equação 6-56) dividida pela idade do lodo **Oc** expressa em dias (se ainda tem dúvidas a este respeito releia o penúltimo parágrafo do Item 6.2.2.2.3).

Quando abordamos a síntese bacteriana no Item 4.5.1.2, mencionamos uma "composição" fictícia para o material celular bacteriano. Este "composto" seria $C_5H_7O_2N$ (fórmula baseada na proporção média destes elementos no material celular). Sendo assim, as necessidades de oxigênio para oxidar completamente esse "composto" fictício poderiam ser avaliadas a partir da seguinte reação:

$$C_5H_7O_2N + 5\ O_2 \rightarrow 5\ CO_2 + 2\ H_2O + NH_3$$

O cálculo estequiométrico aplicado a esta reação mostra que são necessários 1,42 kg de oxigênio para oxidar um kg de material celular, valor teórico comprovado por inúmeras aplicações práticas. Logo, podemos afirmar que, para exprimir a massa de material celular em termos de seu equivalente em oxigênio, basta multiplicá-la pelo fator 1,42.

Tendo em vista o exposto nos parágrafos acima, pode-se afirmar que o equivalente em oxigênio da massa de substrato utilizada diariamente no reator para sintetizar material celular dos organismos ativos pode ser expresso por:

$$(\frac{dMO}{dt})_2 = 1,42.[(\frac{Y.O_c}{1+b.O_c}).Q.(S_i - S)].\frac{1}{O_c} \qquad \text{Equação 6-80}$$

Operando, vem:

$$(\frac{dMO}{dt})_2 = (\frac{1,42.Y}{1+b.O_c}).Q.(S_i - S) \qquad \text{Equação 6-81}$$

Então a massa de oxigênio consumida diariamente para satisfazer apenas ao catabolismo (oxidação bioquímica do substrato não convertido em material celular) corresponde a:

$$(\frac{dMO}{dt})_{su} = (\frac{dMO}{dt})_1 - (\frac{dMO}{dt})_2 = Q.(S_i - S).(1.46 - \frac{1,42.Y}{1+b.O_c}) \qquad \text{Equação 6-82}$$

6.2.4.1.2 Demanda devida à respiração endógena

A massa de oxigênio que satisfaz a demanda da respiração endógena será aquela necessária para oxidar bioquimicamente a massa de material celular biodegradável gerada pela respiração endógena. Ou seja: à massa de oxigênio usada para oxidar bioquimicamente o substrato orgânico calculada no item acima deve-se acrescentar aquela a ser utilizada para oxidar bioquimicamente a massa de material celular liberada no meio líquido pelas células dos organismos que não sobreviveram nesse meio. Esta massa de material celular liberada diariamente corresponde ao produto da "Taxa específica de respiração endógena" **b** pela massa total de organismos ativos contidos no TA (ver definição da constante "Taxa específica de respiração endógena" **b** no Item 4.6.1.3.3).

Porém, como visto no Item 6.2.2.2.3, nem todo o material contido nas células destruídas por respiração endógena é oxidado bioquimicamente, pois uma certa fração de sua massa permanece no processo como resíduo endógeno. Esta massa é definida pela constante adimensional "Fração dificilmente biodegradável do material celular" **f** que assume o valor **f** = 0,2. Portanto, podemos afirmar que a fração do material celular destruída por respiração endógena e oxidada bioquimicamente é expressa por (1 – **f**). Essa massa, expressa em termos de seu equivalente em oxigênio será igual à própria necessidade de oxigênio para oxidá-la bioquimicamente. Então:

$$(\frac{dMO}{dt})_{en} = 1,42.(1-f).b.MX_a \qquad \text{Equação 6-83}$$

6.2.4.1.3 Demanda total (exceto nitrificação)

A demanda total de oxigênio relativa apenas à **oxidação bioquímica** no interior do TA corresponde, então, à soma das demandas calculadas nos itens anteriores – ressaltando que ela não inclui a eventual demanda de oxigênio para nitrificação biológica. Seu valor será:

$$\left(\frac{dMO}{dt}\right)_{ob} = Q.(S_i - S).\left(1.46 - \frac{1,42.Y}{1 + b.O_c}\right) + 1,42.(1 - f).b.MX_a$$ Equação 6-84

6.2.4.1.4 Demanda total incluindo nitrificação

Finalmente, se o processo for concebido para promover a nitrificação biológica, devem ainda ser levadas em conta as necessidades de oxigênio para suprir tal demanda.

A avaliação da massa de oxigênio necessária pode ser feita por meio do cálculo estequiométrico aplicado à reação química que representa o fenômeno global de nitrificação biológica (ver Anexo 1). Essa reação evidencia a necessidade de 4,6 unidades de massa de oxigênio para nitrificar uma unidade de massa de nitrogênio amoniacal.

Como se considera que todo o NTK (Nitrogênio Total Kjeldahl) deve ser convertido em nitrogênio amoniacal para posterior nitrificação, as necessidades de oxigênio são baseadas na fração da massa de nitrogênio amoniacal convertida em nitratos, ou seja, aquela que foi realmente nitrificada. Portanto, a massa de oxigênio necessária para satisfazer a demanda proveniente da nitrificação é obtida em função da concentração de elemento nitrogênio nos nitratos (ou "nitrogênio de nitratos") do **efluente**, **Nn**.

A massa de elemento nitrogênio convertida em nitrato ao longo do tempo é expressa pelo produto da vazão média afluente **Q** por esta concentração de nitrogênio **Nn**.

Lembrando da necessidade de 4,6 kg de oxigênio para promover a nitrificação de 1 kg de elemento nitrogênio, a demanda de oxigênio apenas da nitrificação biológica será:

$$\left(\frac{dMO}{dt}\right)_n = 4,6.Q.N_n$$ Equação 6-85

E a demanda total será a soma da demanda da oxidação bioquímica com a demanda da nitrificação biológica:

$$\left(\frac{dMO}{dt}\right) = Q.(S_i - S).\left(1.46 - \frac{1,42.Y}{1 + b.O_c}\right) + 1,42.(1 - f).b.MX_a + 4,6.Q.N_n$$ Equação 6-86

6.2.4.1.5 Recomendações da NBR 2.209

Independentemente dos valores calculados, a NBR 12.209 recomenda que a massa de oxigênio a ser fornecida ao processo deve atender aos seguintes valores mínimos:

- Em sistemas onde não ocorre a nitrificação: 1,5 vezes a carga média de DBO_5 afluente ao Tanque de Aeração **Q.Si**;
- Em sistemas onde ocorre a nitrificação: 2,5 vezes a carga média de DBO_5 afluente ao Tanque de Aeração **Q.Si**;
- Em sistemas alimentados com efluente de reatores anaeróbios tipo UASB (ver Item 7.2.2.2.3.3): 4 vezes a carga média de DBO_5 afluente ao Tanque de Aeração **Q.Si.**

6.2.5 O sistema de aeração

Como vimos ao longo deste capítulo, o tratamento de esgotos pelo processo dos lodos ativados é levado a termo em três unidades que trabalham em conjunto: o Tanque de Aeração TA, o Decantador Final DF e a Elevatória de Lodos Ativados, ELA.

Várias vezes nos referimos ao conjunto dessas unidades como "sistema de aeração". Neste contexto, o vocábulo "*sistema*" é usado com o significado de "*estrutura que funciona com um inter-relacionamento ótimo entre suas partes*" (Houaiss), procurando deixar claro que o desempenho global da ETE depende deste inter-relacionamento. Ou seja: embora cada uma das três unidades funcione de forma autônoma, seu comportamento depende fortemente do das duas outras e o conjunto apenas apresentará um desempenho adequado se esta interdependência for levada em conta não apenas na operação como também – e principalmente – em seu dimensionamento.

O dimensionamento do Tanque de Aeração consiste, essencialmente, na determinação de seu volume **V**, que depende da massa de lodo a ser nele contida na concentração **X**. Quanto maior **X**, menor o volume do TA.

O dimensionamento do Decantador Final consiste, basicamente, na determinação de sua área útil **A**, que depende da massa de lodo na concentração **X** que ele recebe do TA transportada pela soma da vazão afluente à planta com a vazão de retorno de lodo (**Q** + **Qr**). Quanto maior essa massa, maior será a área do DF.

Finalmente, o dimensionamento da Elevatória de Lodos Ativados consiste em determinar sua capacidade de bombeamento, que depende da vazão de retorno de lodo **Qr**, geralmente expressa em função de **Q** mediante um fator de proporcionalidade **r** denominado "relação de recirculação". Quanto menor **r**, menor será a capacidade de bombeamento da ELA.

Ocorre que estes valores estão relacionados. Para que um sistema de aeração seja corretamente dimensionado é indispensável considerar a interdependência entre **X**, **r** e **Qr**. Se isto não for feito é grande a possibilidade de que a ETE assim projetada venha a ser incapaz de cumprir o desempenho esperado, gerando um efluente incompatível com as exigências legais exigidas.

A unidade de tratamento cujo dimensionamento garante o equilíbrio do sistema é o Decantador Final DF. E o fator mais importante a ser considerado em seu dimensionamento não é a clarificação do efluente, como se considerava nos primórdios do emprego do processo de Lodos Ativados, mas sim sua capacidade de espessar o lodo até uma concentração X_u suficiente para que todo ele seja transportado de volta ao TA pela vazão de retorno de lodo **Qr**.

Essa capacidade depende das características de sedimentabilidade do lodo e da área **A** do DF.

O assunto é tão essencial para o correto desempenho do processo que todo um capítulo – o Anexo 2 – foi dedicado exclusivamente a ele.

Isso porque, como a concentração de sólidos em suspensão no efluente do DF é desprezível (e não pode deixar de sê-lo posto que se trata de um dos parâmetros indicadores da qualidade do efluente) todo o lodo que penetra na unidade transportado pela vazão a ela afluente (**Q** + **Qr**) na concentração **X** deve ser dela removida pelo fundo na concentração X_u e transportado de volta ao TA pela vazão **Qr**.

Ora, como por evidentes razões (**Q**+**Qr**) é maior que **Qr**, é imprescindível que **Xu** seja maior do que **X**, do contrário, ao longo do tempo, entrará mais lodo no DF do que será dele removido pelo fundo, fazendo com que se acumule no DF até um ponto em que se perderá com o efluente líquido, deteriorando sua qualidade. E não basta que **Xu** seja simplesmente maior que **X**. Como se pode ver no Anexo 2, a relação entre esses valores deve obedecer a rígidos critérios perfeitamente estabelecidos.

Portanto, para se lograr obter um projeto cujas unidades satisfaçam estas condicionantes é preciso estabelecer uma técnica de dimensionamento que leve em conta não apenas o consumo do substrato orgânico pelos microrganismos ativos no TA (ver Item 6.2.2) como também as características de sedimentabilidade do lodo ativado gerado no sistema.

Esta técnica denomina-se "Análise do Ponto de Estado" ("*State Point Analysis*", em inglês) cujo desenvolvimento é apresentado detalhadamente no Anexo 2. Por esta razão abordaremos adiante apenas sua utilização para o dimensionamento de um sistema de aeração.

Antes, porém, convém ressaltar algumas recomendações da NBR 12.209 referentes ao sistema de aeração que devem ser levadas em conta no dimensionamento.

6.2.5.1 Recomendações da NBR 12.209

O sistema de aeração é constituído por três unidades: o tanque de aeração TA, o decantador final DF e a elevatória de lodo ativado ELA. Seu dimensionamento consiste essencialmente na determinação do volume do TA, da área do espelho d'água do DF e da vazão a ser recalcada pela ELA.

Como, no Brasil, o projeto de ETEs deve obedecer às recomendações da norma pertinente, a NBR 12.209, abaixo são citadas aquelas que exercem influência direta no dimensionamento das unidades do sistema de aeração do processo de lodos ativados (mesmo as que porventura já tenham sido mencionadas antes, para facilitar a consulta).

Quanto às recomendações de ordem geral, vale citar:

"*A vazão de dimensionamento para o processo de lodo ativado deve ser a vazão média afluente à ETE*".

No que diz respeito ao tanque de aeração a NBR12.209 recomenda:

"*A concentração de sólidos em suspensão no interior dos reatores biológicos deve estar compreendida no intervalo de 1500 a 4500 mg/L. No caso de reatores com membranas, oxigênio puro ou outras configurações a concentração poderá ser maior devendo ser justificada*".

A recomendação da NBR12.209 relativa à relação de recirculação é feita indiretamente, aludindo à concentração máxima de lodo na vazão de retorno de lodo:

"*O valor mínimo da relação de recirculação de lodo ativado, de decantadores secundários para reatores biológicos, deve ser tal que a concentração máxima de SST do lodo recirculado não exceda o valor de 10.0000 mg/L*".

No que toca ao dimensionamento do DF nos processos de lodos ativados a NBR12.209 recomenda:

"*No decantador secundário, o tempo de detenção hidráulica, relativo à vazão média, deve ser igual ou superior a 1,5 h*".

E:

"*O decantador secundário deve ser dimensionado para taxa de escoamento superficial igual ou inferior a:*

- *28 $m^3/m^2.d$ quando a idade do lodo é inferior a 18 dias, ou a relação A/M é superior a 0,15 kg DBO5/kg SSVTA.d*;
- *20 m3/m2.d quando a idade do lodo é inferior a 18 dias, ou a relação A/M é superior a 0,15 kg DBO5/kg SSVTA.d e se tem remoção adicional de fósforo por adição de produto químico*;
- *16 m3/m2.d quando a idade do lodo aeróbia é superior a 18 dias, ou a relação A/M é inferior a 0,15 kg DBO_5/kg SSVTA.d*".

E ainda:

"*No decantador secundário, a taxa de aplicação de sólidos, deve ser igual ou inferior a 144 kg/m2.d, quando a idade lodo é inferior a 18 dias, ou a relação A/M é superior a 0,15kg DBO5/kg SSVTA.d, e*

igual ou inferior a 120 kg/m2.d quando a idade do lodo é superior a 18 dias, ou a relação A/M é inferior a 0,15 kg DBO5/kg SSVTA.d".

Observação

Sendo a transcrição da NBR literal (incluindo a profusão de vírgulas), os valores da "relação A/M" citados nestas recomendações correspondem à definição da NBR 12.209, ou seja, referem-se à relação entre massa diária de DBO_5 fornecida ao processo biológico e a massa de SSV contida no TA.

Neste ponto cabe mencionar que nem a taxa de escoamento superficial nem a de aplicação de sólidos constituem critérios seguros para dimensionamento de sistemas de aeração porque, isoladamente, não levam em conta a dependência entre as unidades. No que toca à primeira, basta considerar que ela representa a velocidade ascensional do líquido no DF sendo, portanto, adequada apenas para impedir a falha de clarificação (ver Anexo 2), mesmo considerando o uso de fatores de segurança. No que diz respeito à segunda, Dick, em seu excelente artigo "**Folklore in the design of final settling tanks**" (Journal Water Pollution Control Federation, Nr. 48, pp. 633-644) afirma, textualmente:

"*Whereas adoption of solids loading as a parameter related to the thickening performance of final settling tanks is logical, the danger of the approach would seem to be in specifying the permissible magnitude of the solids loading. ... The solids load which successfully can be handled by a final sedimentation tank is a function both of the settling characteristics of the sludge and of the mode of operation of the final sedimentation tank, and successful performance may he achieved over a wide range of solids loading values*".

(Embora a adoção da taxa de sólidos como um parâmetro relativo ao funcionamento como espessador dos decantadores finais seja lógica, o perigo dessa abordagem parece estar em especificar um valor máximo admissível para a carga de sólidos. ... A carga de sólidos que pode ser recebida com sucesso por um decantador final é função tanto das características do lodo quanto da forma como é operado o decantador final e desempenhos bem sucedidos podem ser obtidos dentro de uma larga faixa de valores de cargas de sólidos).

E prossegue demonstrando que tanto é possível encontrar decantadores finais com desempenho satisfatório recebendo o quádruplo da taxa de aplicação de sólidos tipicamente recomendada nos EUA de 20 libras diárias por pé quadrado (20 lb sq ft/day, correspondente a 98 kg/m^2.d), quanto – o que é mais grave – é possível encontrar unidades que apresentam sérias dificuldades para adensar lodo operando com taxas inferiores àquela.

Porém, é preciso considerar que é função da norma estabelecer limites para determinados parâmetros e, quando não há um meio de fazê-lo utilizando métodos conceituais, a solução é utilizar critérios empíricos baseados na observação do desempenho de unidades em escala real.

Portanto, mesmo utilizando-se uma técnica eminentemente racional baseada em um modelo matemático solidamente estabelecido, como a análise do ponto de estado, é aconselhável procurar fazê-lo de modo a que os valores dela resultantes se mantenham dentro dos limites sugeridos pela NBR 12.290 ou, no caso do projetista julgar mais conveniente usar valores que violem tais limites, incluir uma sólida justificativa no memorial descritivo de seu projeto.

6.2.5.2 A Análise do Ponto de Estado no dimensionamento de sistemas

O objetivo do dimensionamento de um sistema de aeração é chegar a valores do volume do Tanque de Aeração **V**, da área do decantador final **A** e da capacidade mínima de bombeamento da ELA **Qr** que permitam a essas três unidades funcionarem harmonicamente, respeitando a dependência de cada uma delas em relação às demais. Os dados básicos de projeto são vazão média **Q** e carga orgânica (**dMSi/dt**) afluentes ao sistema de aeração (portanto, se a montante deste sistema foi adotado o tratamento primário em virtude da variante de processo escolhida, seus efeitos sobre as características do afluente ao TA devem ser levados em conta).

Usando o lodo de uma ETE que empregue a mesma variante do processo e que receba o mesmo tipo de afluente, caso disponível, ou estimando as características deste lodo através da derivação dos parâmetros da função que exprimem a dependência entre a concentração e a velocidade de sedimentação zonal do lodo gerado no processo usando uma das técnicas descritas no Item 2.2.1.3 do Anexo **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, o projetista pode traçar a curva do fluxo por gravidade deste lodo (ver Item 2.3.1.2 do Anexo). Isto é tudo o que se necessita para traçar o diagrama do ponto de estado da ETE que está sendo projetada.

[neste ponto convém lembrar que os itens seguintes utilizam conceitos relativos à sedimentabilidade do lodo, assunto detalhado no Anexo 2. Assim, sugere-se a quem não está familiarizado com estes conceitos que, antes de prosseguir, consulte referido anexo].

6.2.5.2.1 Arbitrando a relação de recirculação

Vejamos um exemplo no qual se escolheu um valor para a relação de recirculação **r** e dele se derivou os demais parâmetros. Digamos que se pretende dimensionar o sistema de aeração para uma ETE de lodos ativados em aeração prolongada (idade de lodo **Oc**=20 dias) que receberá uma vazão média **Qmed**=100 L/s (360 m^3/h ou 8.640 m^3/dia) de esgoto sanitário com concentração de DBO_5 **Si**=250 mg/l (0,25 kg/m^3). Vejamos como usar estes dados para montar o diagrama do ponto de estado e usá-lo como ferramenta para o dimensionamento de um sistema de aeração.

Em um gráfico que correlacione o fluxo de sólidos (ver Item 2.3.1 do Anexo 2) com a concentração do lodo (**G** x **X**), traça-se a curva do fluxo de sólidos por gravidade do lodo produzido na ETE. Quando se dispõe do lodo de uma ETE de características semelhantes que recebe o mesmo tipo de esgotos, pode-se usá-lo para traçar sua curva de sedimentação e dela derivar a curva do fluxo por gravidade (ver Item 2.3.1.2 do Anexo 2). Quando não se dispõe deste recurso, o que é mais comum, recorre-se aos dados disponíveis na literatura técnica pertinente para este fim. Neste exemplo, baseado no fato de que idades do lodo elevadas costumam gerar lodos de má sedimentabilidade, vamos adotar a curva correspondente ao $IVLA_{3,5}$=125 mL/g da **Erro! Fonte de referência não encontrada.** do Item 2.3.1.2 do Anexo 2 (obtida a partir de parâmetros reais; consulte o Anexo 2).

No mesmo gráfico deve-se traçar a linha da vazão superficial, uma reta que passa pela origem cujo coeficiente angular é igual à taxa de escoamento superficial no DF, valor que depende da área do DF, que não conhecemos. Mas como sabemos que a idade do lodo da variante adotada é de 20 dias e levando em conta que para esta idade do lodo a NBR 12.209 estabelece um valor máximo da taxa de escoamento superficial V=16 m^3/m^2.dia (ou m/dia), podemos arbitrar um valor próximo a este. Adotaremos então V=15,6 m/dia (ou 0,65 m/h).

O resultado é o mostrado na Figura 6-7 (traçou-se a linha da vazão superficial fazendo-a passar pela origem com um coeficiente angular [tangente de seu ângulo com o eixo horizontal] igual a 0,65).

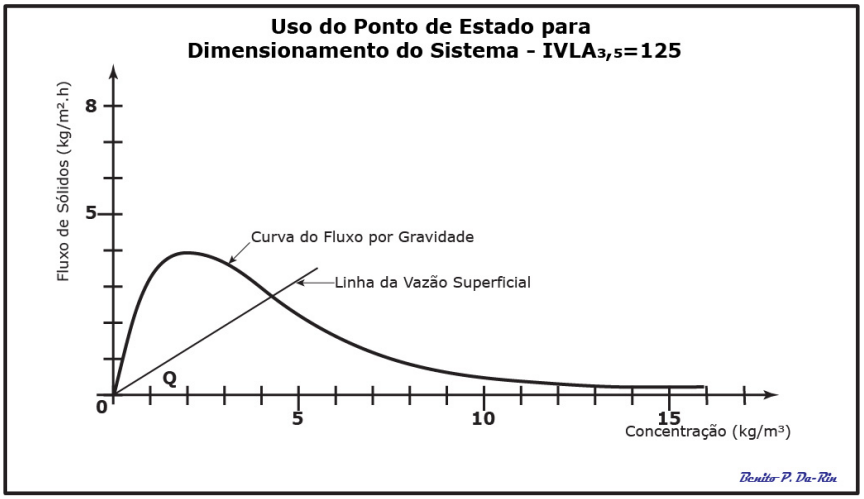


Figura 6-7 – Gráfico do ponto de estado, Oc=20 d; estágio 1

O ponto de estado se situará na interseção da linha de vazão superficial com a linha de vazão de fundo. E, segundo Grau, P. em seu (excelente) sítio da internet sobre o assunto, "**Final Clarifier Design & Operation**" que pode ser encontrado em (http://www.aquanova.cz/), seu diagrama deve obedecer às seguintes condições:

- O ponto de estado deve obrigatoriamente se situar abaixo da curva do fluxo por gravidade;
- A linha da vazão de fundo deve obrigatoriamente se situar abaixo da curva do fluxo por gravidade em qualquer ponto situado à direita do ponto de estado; e:
- Um dimensionamento seguro não deve ultrapassar cerca de 80% dos valores correspondentes à situação limite (quando a linha de vazão de fundo é tangente à curva de fluxos; ver Anexo 2).

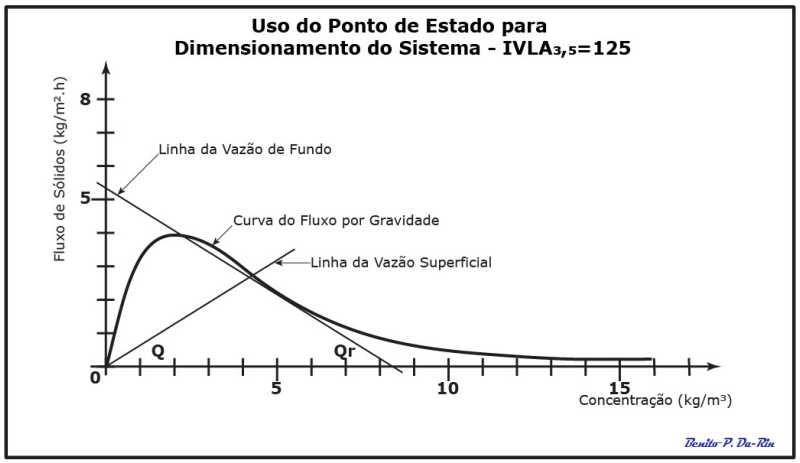


Figura 6-8 - Gráfico do ponto de estado, Oc=20 d; estágio 2

Vamos então começar estabelecendo as condições limites. Para isto precisamos conhecer o coeficiente angular da linha da vazão de fundo, que depende da relação de recirculação **r**. Considerando as características da ETE, arbitraremos o valor **r**=1, bastante comum nas ETEs de

elevada idade do lodo. Para este valor de **r**=1, a vazão de recirculação **Qr** será igual a **Q** e, em consequência disso, a linha da vazão de fundo terá a mesma inclinação da linha da vazão superficial (porém voltada para o lado oposto naturalmente).

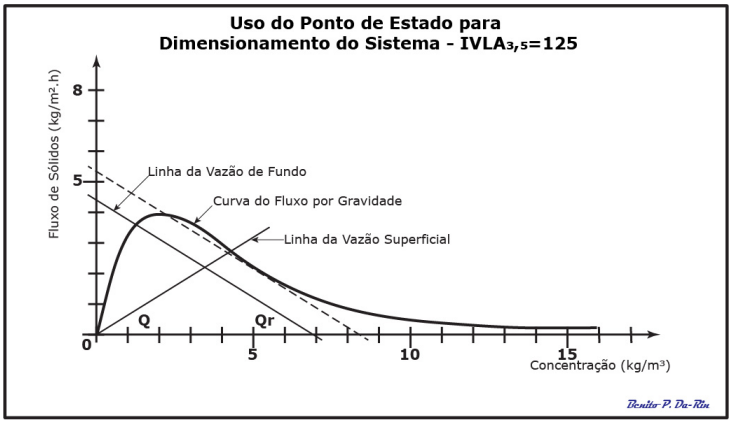


Figura 6-9 - Gráfico do ponto de estado, Oc=20 d; estágio 3

Traçando-se uma reta com o mesmo coeficiente angular da linha da vazão superficial e tangente à curva do fluxo por gravidade obtém-se a situação limite representada na Figura 6-8.

A abcissa do ponto de estado (situado na interseção das duas linhas de vazão) corresponde à concentração **X** do lodo no TA. [os valores citados a seguir foram obtidos do diagrama por interpolação]. Para a condição limite retratada pela Figura 6-8, **X** = 4,18 kg/m³ (4.180 mg/L). O fluxo de sólidos aplicado, correspondente à ordenada do ponto no qual a linha da vazão de fundo corta o eixo das ordenadas, é de 5,32 kg/m².h (127,68 kg/m².dia), valor que não satisfaz à recomendação da NBR 12.209 – que limita seu valor a 120 kg/m².dia para idades do lodo superiores a 18 dias

Esta, porém, é a condição limite e seguindo as recomendações de Grau deveremos nos conservar cerca de 80% abaixo dela. Para isto deslocaremos o ponto de estado para a esquerda até que sua abcissa venha a corresponder à concentração **X** de 3,5 kg/m³ (3.500 mg/L), dentro da faixa recomendada pela NBR 12.209. O resultado é mostrado na Figura 6-9, na qual o fluxo aplicado (também obtido por interpolação) corresponde a 4,4 kg/m².h (105,60 kg/m².dia), dentro do recomendado pela NBR 12.209 e correspondendo a 82% do fluxo limitante, valor suficientemente próximo do sugerido por Grau.

O resultado do uso do diagrama do ponto de estado neste exemplo, com todos os seus parâmetros representados, é mostrado na Figura 6-10.

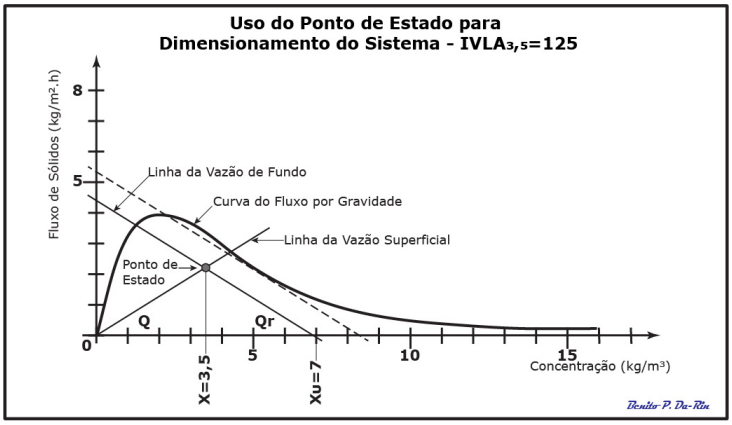


Figura 6-10 - Gráfico do ponto de estado, Oc=20 d; estágio final

Os parâmetros resultantes do dimensionamento são: fluxo de sólidos aplicado G_{Apl}=105,6 kg/m².dia, concentração de SSTA **X**=3.500 mg/L e relação de recirculação **r**=1, do que resulta uma vazão de recirculação **Qr**=100 L/s, igual à **Q** (no detalhamento do projeto a ELA deve receber bombas com capacidade suficiente para recalcar pelo menos o dobro disso não apenas para funcionarem como reserva instalada como também para oferecer ao operador margem de manobra adequada para enfrentar eventuais problemas operacionais pois, como se pode ver no Item 2.3.2.4.3 do Anexo 2, atuar sobre o valor de **Qr** é o recurso mais poderoso à disposição do operador para enfrentar tais problemas). O diagrama ainda mostra que a concentração esperada do lodo no fundo do DF (e por conseguinte na tubulação de retorno do lodo) será X_u=7 kg/m³ ou 7.000 mg/L, situada dentro da faixa recomendada pela NBR 12.209.

A área **A** do DF pode ser obtida dividindo-se o valor de **Q** (100 L/s = 8.640 m³/dia) pela taxa de escoamento superficial adotada V=15,6 m³/m².dia, do que resulta **A**=553,8 m² (caso se adotem decantadores circulares, duas unidades de diâmetro interno D=18,8 m. serão suficientes). Já para obter o valor do volume do TA **V** basta calcular a massa de lodo a ser contida no reator usando a marcha de cálculo detalhada no Item 6.2.2.2.3 e dividi-la pelo valor escolhido para **X**=3,5 kg/m³.

Em uma ETE assim dimensionada as unidades do sistema de aeração funcionarão harmonicamente e não deverá apresentar problemas operacionais desde que as características de sedimentabilidade do lodo nela gerado se mantenham próximas às representadas pela curva do fluxo por gravidade utilizada.

6.2.5.2.2 Arbitrando a concentração SSTA

Vejamos agora um segundo exemplo no qual se arbitrou um valor para a concentração de sólidos em suspensão no TA, SSTA ou **X**, daí derivando-se os demais parâmetros.

Para ilustrar este exemplo usaremos o dimensionamento de um sistema de aeração para uma ETE de lodos ativados em uma das variantes convencionais (idade de lodo **Oc**=8 dias) que receberá a mesma vazão média **Qmed**=100 L/s (360 m³/h) de esgoto sanitário com concentração de DBO5 **Si**=250 mg/l (0,25 kg/m³) – mas adotará o tratamento primário por decantação a montante do TA.

Vejamos como usar estes dados para montar o diagrama do ponto de estado e emprega-lo como ferramenta de auxílio para o dimensionamento de um sistema de aeração.

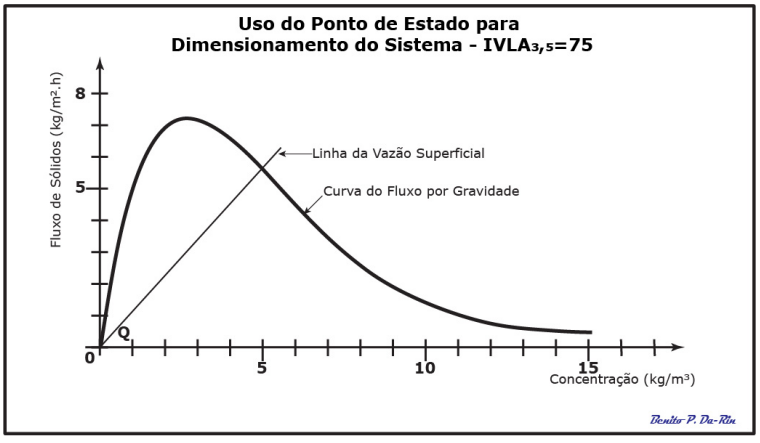


Figura 6-11 – Gráfico do ponto de estado, Oc=8 d; estágio 1

Neste caso, levando em conta que que idades do lodo na faixa usual dos processos convencionais costumam gerar lodos de boa sedimentabilidade, adotaremos a curva do fluxo por gravidade

correspondente ao $IVLA_{3,5}$=75 mL/g da **Erro! Fonte de referência não encontrada.**do Item 2.3.1 do Anexo 2 (obtida a partir de parâmetros reais; consulte o Anexo 2).

O primeiro passo é idêntico ao adotado no exemplo anterior: o traçado da linha de vazão superficial. Neste exemplo, considerando que a NBR 12.209 recomenda taxas de escoamento superficial de até V=28 m/d para idades de lodo menores que 18 dias, para traçar a linha da vazão superficial adotou-se um valor V=27,6 m/d (1,15 m/h). O resultado é o mostrado na Figura 6-11.

Isto feito, em vez de escolher o valor de **r** como no exemplo anterior, arbitraremos o valor da concentração de SSTA **X**. Como as idades de lodo mais reduzidas costumam utilizar valores mais baixos para este parâmetro, adotaremos **X**=3 kg/m³ (3.000 mg/L). E bastam os valores de **Q** e **X** para determinar o ponto de estado (ver Figura 6-12).

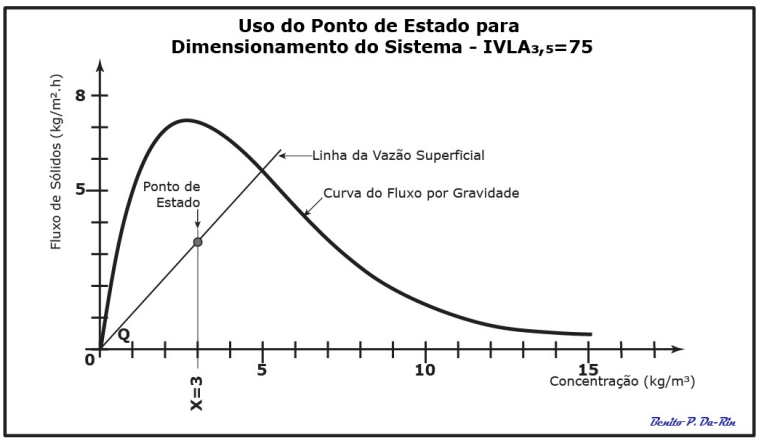


Figura 6-12 – Gráfico do ponto de estado, Oc=8 d; estágio 2

Com o ponto de estado já determinado e sabendo que as duas linhas de vazão obrigatoriamente se interceptam nele, o único parâmetro cujo valor poderemos escolher é **r** (ou **Qr**, o que vem a dar no mesmo). Então, adotando a mesma (e conveniente) estratégia usada no exemplo anterior de estabelecer a condição limite para em seguida nos afastarmos dela o suficiente para dotar o sistema da segurança adequada, traçaremos uma tangente à curva do fluxo por gravidade que passe pelo ponto de estado. Esta situação limite é mostrada na Figura 6-13.

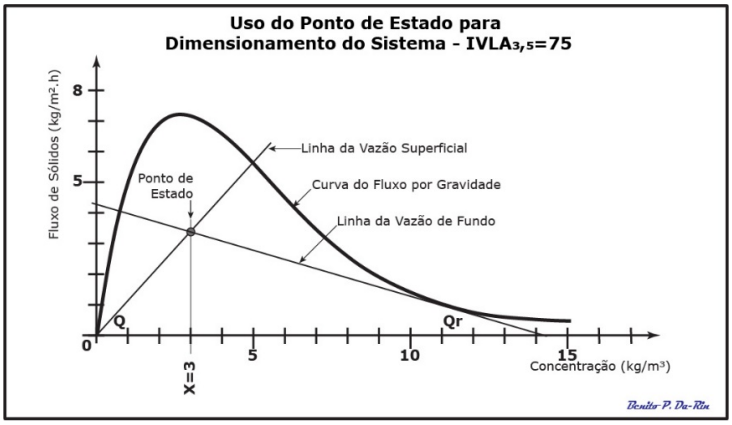


Figura 6-13 – Gráfico do ponto de estado, Oc=8 d; estágio 3

Na situação limite o fluxo aplicado (abcissa do ponto em que a linha da vazão de fundo corta o eixo das abcissas) vale G_{Apl} =4,25 kg/m².h (102 kg/m².dia) e a relação de recirculação **r** vale 0,26 (obtida dividindo-se o valor do coeficiente angular da linha da vazão superficial pelo da linha da vazão de

fundo), do que resulta uma vazão de retorno de lodo $\mathbf{Qr}=(\mathbf{r}\,.\,\mathbf{Q})=26$ L/s e uma concentração de lodo no fundo do DF (do gráfico) $\mathbf{X_u}=14$ kg/m**3** (14.000 mg/L), que excede o limite máximo sugerido pela NBR 12.209.

Para nos afastarmos o suficiente da condição limite e ao mesmo tempo satisfazer a NBR 12.209 basta deslocar o ponto em que linha da vazão de fundo cruza o eixo das abcissas (que corresponde ao valor de $\mathbf{X_u}$) para a esquerda até situá-lo sobre a marca dos 10 kg/m3 (10.000 mg/L), valor máximo admitido pela NBR 12.209, lembrando que esta linha da vazão de fundo passa pelo ponto de estado. O resultado é mostrado na Figura 6-14.

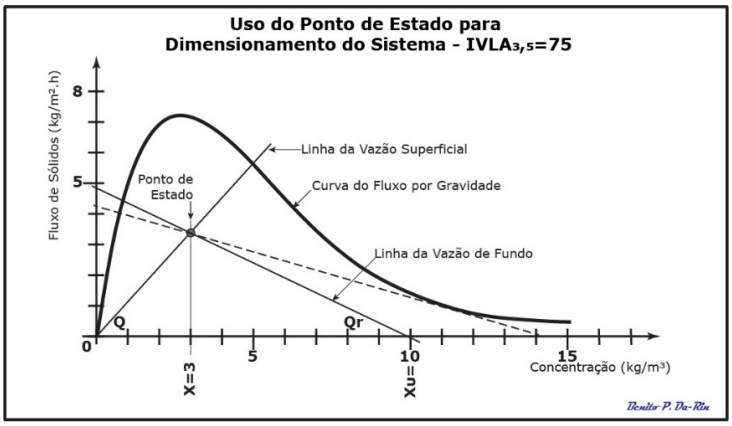


Figura 6-14 – Gráfico do ponto de estado, Oc=8 d; estágio final

Os parâmetros resultantes do dimensionamento são: fluxo de sólidos aplicado $\mathbf{G_{Apl}}=116{,}6$ kg/m².dia (maior que o anterior, por razões óbvias) que ainda satisfaz as recomendações da NBR 12.209, concentração de SSTA $\mathbf{X}=3.000$ mg/L e relação de recirculação $\mathbf{r}=0{,}5$, do que resulta uma vazão de recirculação $\mathbf{Qr}=50$ L/s (que, como no exemplo anterior, deve ser dotada da devida segurança). A concentração esperada do lodo no fundo do DF (e por conseguinte na tubulação de retorno do lodo) será $\mathbf{X_u}=10$ kg/m³ (10.000 mg/L), no limite da faixa recomendada pela NBR 12.209 – o que, neste caso, não é motivo de preocupação pois caso o sistema produza uma concentração maior que esta no fundo do DF, maior será a segurança (ou a economia caso o operador se aproveite disso para reduzir a vazão bombeada pela ELA).

Como no exemplo anterior a área **A** do DF pode ser obtida dividindo-se o valor de $\mathbf{Q}=100$ L/s (8.640 m³/dia) pela taxa de escoamento superficial adotada V=27,6 m³/m².dia, do que resulta $\mathbf{A}=313$ m² (caso se adotem decantadores circulares, duas unidades de diâmetro interno D=14,1 m serão suficientes). Já para obter-se o valor do volume do TA **V** basta calcular a massa de lodo a ser contida no reator usando a marcha de cálculo detalhada no Item 6.2.2.2.3, sem esquecer de levar em conta a remoção da DBO_5 proporcionada pelo decantador primário adotado nesta ETE, e dividir esta massa pelo valor escolhido de $\mathbf{X}=3$ kg/m³.

Também neste caso uma ETE assim dimensionada disporá de unidades do sistema de aeração que funcionarão harmonicamente e não deverá apresentar problemas operacionais desde que as características de sedimentabilidade do lodo nela gerado se mantenham próximas às representadas pela curva do fluxo por gravidade utilizada.

Estes são apenas dois exemplos da imensa flexibilidade que o uso do diagrama do ponto de estado oferece ao projetista que, ao usá-lo, poderá estar seguro que seu dimensionamento levou em conta a dependência entre as unidades do sistema.

6.2.6 Tipos de Fluxo no TA

O tipo de fluxo no interior do Tanque de Aeração depende da variante do processo adotada e exerce influência sobre seu desempenho.

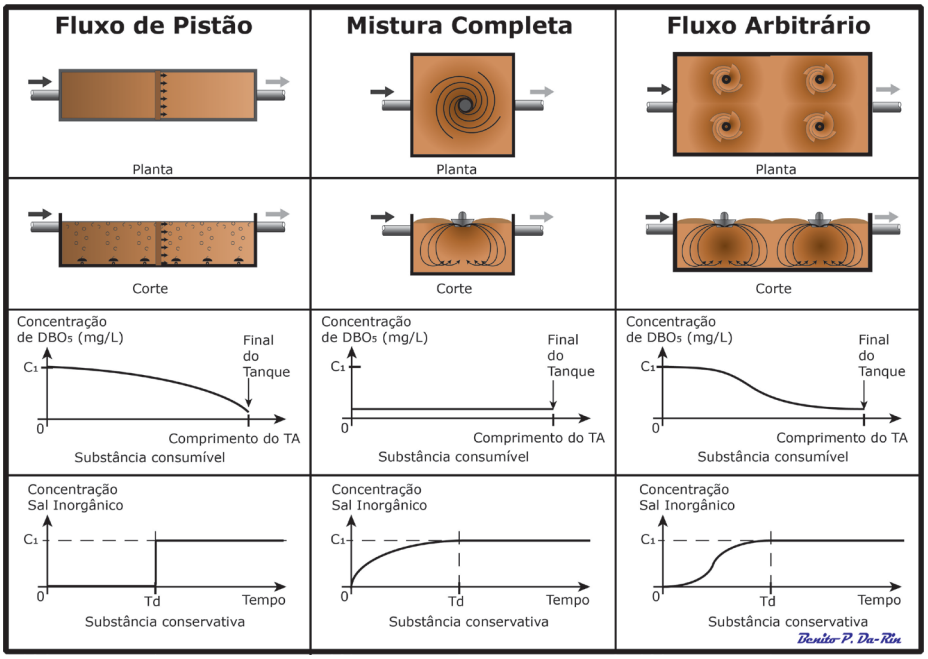


Figura 6-15 - Tipos de fluxo hidráulico no TA

Há tipos de fluxo que caracterizam a variante, como é o caso dos reatores em batelada, e outros usados quase que exclusivamente em determinadas variantes, como o valo de oxidação, e terão suas características discutidas juntamente com a respectiva variante. Aqui nos resumiremos a examinar os tipos de fluxo hidráulico dos reatores utilizados nas variantes que operam em fluxo contínuo, que constituem a grande maioria dos casos: fluxo de pistão, fluxo em mistura completa e fluxo arbitrário.

6.2.6.1 Fluxo de pistão

O que caracteriza o fluxo de pistão é o fato das partículas em suspensão atravessarem o tanque na mesma ordem em que nele ingressaram, mantendo sua identidade e permanecendo no interior do tanque por um período igual ao tempo de detenção hidráulica.

Ele se manifesta tipicamente em tanques longos e estreitos, com profundidade aproximadamente igual à largura e cujo conteúdo não é excessivamente agitado (como no caso do uso de aeração por ar difuso; ver adiante). Tudo se passa como se “fatias” verticais de líquido (note o trecho assinalado na planta e no corte correspondentes ao fluxo de pistão da Figura 6-15) se deslocassem como um pistão, empurrando as que estão à sua frente mas sem se misturar com elas – ou seja, a dispersão longitudinal é nula. Isto implica que quaisquer modificações que eventualmente venham a ocorrer nas características da suspensão contida na “fatia” ocorrerão paulatinamente em seu interior enquanto ela se desloca através do tanque. Por exemplo: como o consumo da matéria orgânica pelos organismos do lodo ativado se dá aos poucos, à medida que a “fatia” se move de montante para

jusante a concentração de DBO_5 diminui ao longo do percurso, como mostrado no gráfico "Substância consumível" da coluna correspondente ao fluxo de pistão na Figura 6-15. Ou seja: resultados de análises efetuadas em amostras coletadas simultaneamente em todo o comprimento do tanque mostrarão concentrações de DBO_5 decrescentes ao longo do trajeto, com valores próximos à concentração no afluente em amostras colhidas na cabeceira do tanque e próximos à concentração no efluente nas amostras colhidas próximo à extremidade de saída.

Por outro lado, se a partir de um instante t_0 se iniciar a injeção de uma vazão constante de uma solução de algo que não seja consumido no TA, como um sal orgânico que não esteja presente nem no afluente nem no tanque, e forem efetuadas análises de amostras do efluente coletadas sucessivamente em intervalos regulares a partir do momento em que se iniciou a injeção, durante todo o período inicial nada será registrado nas amostras coletadas e a concentração desta substância permanecerá nula no efluente. Porém, transcorrido um período t_d exatamente igual ao tempo de detenção hidráulica no TA, quando a "fatia" que contém a substância atingir a extremidade de jusante do TA, sua concentração se elevará bruscamente, mantendo um valor constante a partir de então enquanto a injeção não for interrompida (veja o gráfico "Substância conservativa" na coluna correspondente ao fluxo de pistão na Figura 6-15).

6.2.6.2 Fluxo em Mistura Completa

O que caracteriza a mistura completa é o fato de que o nível de agitação e mistura do conteúdo do TA é tão grande que as partículas que nele ingressam podem ser imediatamente dispersadas para qualquer ponto do TA, o que faz com que seu conteúdo se mantenha permanentemente homogêneo.

Este fluxo se estabelece em tanques de formato aproximadamente quadrado em planta que se utilizam de aeradores mecânicos superficiais (ver adiante). Nesta configuração, quaisquer transformações que venham a ocorrer na suspensão nele contida se processarão de forma contínua e simultânea em todos os pontos do interior do tanque.

Como o conteúdo de um TA em mistura completa é absolutamente homogêneo e como o efluente é removido de seu interior, analises efetuadas em amostras coletadas no efluente e em qualquer ponto do interior do tanque apresentarão rigorosamente os mesmos resultados.

Teoricamente, o consumo da carga orgânica no interior do TA é feito concomitantemente por todos os organismos nele contidos. Portanto, qualquer quantidade de matéria orgânica introduzida no tanque é imediatamente distribuída entre toda a população de organismos, que de pronto iniciarão seu consumo. Como isto é feito simultaneamente em todo o volume do TA, o estágio do consumo será sempre o mesmo (e não variará paulatinamente ao longo do tanque, como no caso do fluxo de pistão). O resultado disto pode ser visto no gráfico "Substância consumível" da coluna correspondente ao fluxo em mistura completa na Figura 6-15: o resultado das análises de DBO_5 realizadas em amostras colhidas simultaneamente ao longo de todo o comprimento do TA (e, de resto, em qualquer outro ponto de seu interior) serão rigorosamente iguais devido à homogeneidade do conteúdo do tanque – e, evidentemente, iguais ao resultado da análise de uma amostra colhida no efluente do TA.

Se porventura se realizar em um tanque em mistura completa o mesmo experimento descrito no item anterior que envolve a injeção no TA de uma vazão constante de uma substância cuja concentração não sofra alteração em seu interior, o resultado será o mostrado no gráfico "Substância conservativa" na coluna correspondente ao fluxo em mistura completa na Figura 6-15:

imediatamente após o início do experimento já se farão notar traços da substância no efluente, cuja concentração aumentará pouco a pouco até que, em um intervalo exatamente igual ao tempo de detenção hidráulica do tanque, a concentração se estabilizará, se mantendo constante daí em diante enquanto a injeção não for interrompida.

6.2.6.3 Fluxo Arbitrário

Na prática, tanto o fluxo de pistão quanto o de mistura completa como acima descrito são ficcionais. Por mais que se almeje alcançar uma dessas configuração de fluxo, não há providência que se possa tomar que evite pelo menos um mínimo de dispersão longitudinal em um tanque idealmente concebido para operar em fluxo de pistão ou que faça com que uma amostra colhida junto ao ponto de descarga do afluente apresente rigorosamente os mesmos resultados daquela coletada no efluente de um tanque concebido para funcionar em mistura completa. O máximo que se pode conseguir é uma configuração que se aproxime muito de um ou de outro modelo teórico. Isto significa que, na prática, todos os tanques de aeração operam em um regime de fluxo denominado "fluxo arbitrário".

Um tanque em fluxo arbitrário apresenta características intermediárias entre os dois discutidos acima, tendendo mais para um ou para outro dependendo do formato do tanque, do grau de homogeneização (portanto, do tipo de dispositivos de aeração) e do fator de diluição. Um tanque de formato retangular usando diversos aeradores superficiais seria um bom exemplo.

No caso do fluxo arbitrário a variação da DBO_5 não apresenta uma tendência única e a curva da variação de sua concentração ao longo do comprimento do tanque seria irregular, como mostrado no gráfico "Substância consumível" da coluna correspondente ao fluxo arbitrário na Figura 6-15. Já o experimento da injeção de uma solução de substância cuja concentração não é alterada no tanque apresenta o resultado mostrado no gráfico "Substância conservativa" na coluna correspondente ao fluxo arbitrário na Figura 6-15.

6.2.6.4 A importância do tipo de reator

O tipo de fluxo no TA afeta diversas características do processo, a começar pela própria cinética de consumo de substrato orgânico.

Em um TA em fluxo de pistão o consumo de uma certa massa de matéria orgânica é feito pela mesma população de microrganismos que se desloca com ela ao longo do tanque. População que, junto à cabeceira do tanque, vive em um meio de elevada concentração de substrato, que vai se reduzindo à medida que a "fatia" correspondente se desloca através do TA. Por outro lado, e a população que se aloja nesta mesma "fatia" cresce devido à massa de substrato consumido. O que significa que a relação alimento microrganismos (ou taxa de consumo de substrato) **U** varia ao longo do percurso, o que repercute sobre a cinética. Em contrapartida, a necessidade de oxigênio se reduz ao longo do comprimento do tanque – se bem que isto pode ser controlado tanto pelo projetista, que reduz a imersão ou a potência dos aeradores superficiais ou ainda aumenta o afastamento entre as tubulações que alimentam os difusores ao longo do percurso, quanto pelo operador, no caso da aeração por ar difuso, que pode regular a vazão de ar em cada tubulação de acordo com a necessidade de oxigênio (em ambos os casos visando economizar energia). Já em um TA em mistura completa o consumo tanto de substrato quanto de oxigênio se dá simultânea e igualmente por toda a população que recebe equitativamente toda a carga afluente.

Essas características exercem algum efeito sobre a dinâmica do processo.

Um sistema que usa tanque em mistura completa, ou uma configuração muito próxima dela, é mais resistente a choques de carga devidos ao aumento súbito da vazão ou concentração de carga orgânica no afluente – o que ocorre mais frequentemente em sistemas de tratamento de despejos industriais. Essa maior resistência deve-se ao fato de que o repentino aumento da carga é distribuído muito rapidamente por toda a população do tanque e não apenas pela pequena parcela que se encontra junto à cabeceira de um TA em fluxo de pistão – que pode sofrer um desequilíbrio devido ao brusco aumento de carga, desequilíbrio este que pode afetar o restante da população.

Por outro lado, os sistemas em mistura completa tendem a produzir um lodo de pior qualidade. Isto porque seu conteúdo, caracteristicamente é um meio de pequena disponibilidade de alimento, posto que a concentração de substrato em todo o volume do tanque é homogênea e igual à do efluente. Estas condições são particularmente favoráveis à proliferação de organismos filamentosos (ver próximo item). Assim, se algum fator externo desencadear um pequeno aumento da população de filamentosos, este aumento pode provocar uma rápida predominância desses organismos na população do TA. Portanto, caso se pretenda adotar um tanque deste tipo em um determinado projeto, convém precedê-lo por um seletor.

6.2.7 Seletores

De acordo com Michael Richard em seu trabalho "**Activated Sludge Microbiology Problems and Their Control**" apresentado na National Operators Training Conference da USEPA em 2003, a essência da operação de um sistema de aeração do processo de lodos ativados é o desenvolvimento e manutenção no interior do reator biológico de uma cultura mista de organismos (lodo ativado) que possa ser manejada pelo operador e seja capaz de tratar o esgoto (reduzir sua carga orgânica).

Das qualidades que se exige desta cultura uma das mais importantes é a sedimentabilidade do lodo pois, como pode ser visto no Anexo 2, ela é a maior responsável pela manutenção do equilíbrio de um sistema em operação contínua. E esta sedimentabilidade, por sua vez, depende essencialmente da natureza dos organismos que constituem o lodo, ou seja, da biota gerada e mantida no TA.

Caso esta biota seja predominantemente constituída pelos chamados "formadores de flocos" (organismos de diversos gêneros que compartilham a propriedade de gerar uma capsula de material gelatinoso, ou glicocálice, que facilita sua aderência a outras células; ver Item 4.4.6), o lodo por ela constituído se sedimenta com facilidade ao ingressar no DF e se adensa até a concentração necessária para que todo ele seja retornado ao tanque de aeração pela vazão recalcada pela ELA.

Porém diversos fatores podem alterar a qualidade do lodo e afetar desfavoravelmente sua sedimentabilidade. Alguns deles, assim como os meios disponíveis para enfrentar o problema por eles causado, serão discutidos quando abordarmos os detalhes construtivos e operacionais dos DF. Neste item, porém, vamos nos concentrar no mais comum e mais difícil de enfrentar: a presença de organismos filamentosos mencionada no Item 2.1.1 do Anexo 2.

Como é evidente, melhor que resolver um problema é adotar providências para evitar sua ocorrência. E, no que diz respeito aos organismos filamentosos, a mais eficaz destas providências é, ainda na fase de projeto, incluir um "seletor" no sistema de aeração.

Michael Richards em seu trabalho supracitado, fornece a seguinte definição para o termo: "Um seletor é um canal ou um tanque de conteúdo homogeneizado onde o retorno de lodo ativado e o afluente ao tanque de aeração são misturados antes de ingressar no TA". Já o livro "**Biological Wastewater Treatment: Principles, modelling and design**" de Mogens Heinze e colaboradores,

publicado em 2008 pela Editora IWA, apresenta uma definição mais completa: "Define-se um seletor como a parte inicial de um reator biológico, caracterizada por um baixo número de dispersão e por um macrogradiente adequado de concentração de substrato. Ele pode ainda constituir uma pequena e segregada zona inicial de um reator biológico que recebe o afluente e o retorno de lodo e apresenta uma elevada concentração de DQO facilmente biodegradável e uma remoção virtualmente completa desta DQO ".

Observação

O "número de dispersão" Pe, definido como o inverso da relação entre o coeficiente de dispersão D e o produto do comprimento L do reator pela velocidade U de escoamento, ou 1/Pe=(D/LU), indica o grau de mistura longitudinal em um reator. Quanto maior seu valor, maior o grau de mistura longitudinal. Um reator em fluxo de pistão ideal tem um número de dispersão nulo.

O conceito de seletor foi instituído por Chudoba e colaboradores em seu trabalho "**Control of Activated Sludge Filamentous Bulking – II. Selection of microorganisms by means of a selector**", publicado em Water Research Nr. 7 de 1973. Seu nome deve-se ao fato de se tratar de uma unidade onde se efetua a seleção de espécies de microrganismos, privilegiando a proliferação de formadores de flocos e dificultando a de filamentosos.

A ideia se baseia no fato de que, embora o crescimento de ambos siga a cinética estabelecida por Monod (ver Item 4.6.1.3.1), em meios de baixa concentração de substrato a taxa de crescimento dos organismos filamentosos é mais rápida que a dos organismos formadores de flocos, o que foi posteriormente confirmado experimentalmente pelo próprio Chudoba no trabalho "**Control of activated sludge filamentous bulking: Experimental verification of a kinetic selection theory**" publicado em 1985 na Water Research Vol. 19.

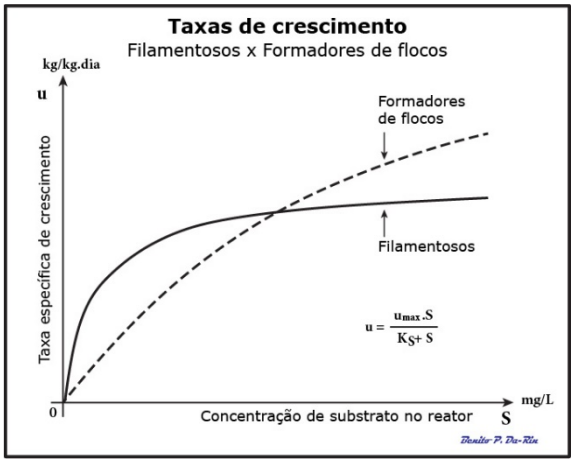


Figura 6-16 – Taxas de crescimento: Formadores de flocos x Filamentosos

A Figura 6-16, traçada de acordo com o trabalho de Chudoba, mostra esta diferença. Nela são exibidas a variação em função da concentração de substrato das taxas de crescimento de organismos filamentosos (em linha cheia) e de formadores de flocos (em linha tracejada). Um exame da figura mostra que enquanto a primeira cresce rapidamente na região próxima à origem, onde é baixa a concentração de substrato, passando a evoluir mais lentamente a partir de certa concentração de substrato, a segunda, correspondente aos formadores de flocos, cresce lentamente junto à origem

mas mantém aproximadamente a mesma evolução ao longo de um largo espectro de concentrações de substrato, se tornando bem maior que a taxa de crescimento dos filamentosos a partir de certa concentração e continuando a evoluir daí em diante, embora mais lentamente, até alcançar sua taxa de crescimento máxima u_{max} em uma região na qual a concentração é bem mais elevada.

Isto ocorre por um motivo simples: a maioria dos microrganismos que constituem o lodo ativado, incluindo os filamentosos e formadores de flocos, são unicelulares. Que, como vimos no Item 4, utilizam como alimento a matéria orgânica solúvel obtida no meio líquido em que vivem e transportada para o interior da célula por osmose.

A osmose é um fenômeno superficial que se dá através da membrana celular, que cobre a superfície de contato entre o ambiente e o organismo. Portanto, quanto maior a relação entre esta superfície e a massa da célula, mais rapidamente o alimento será absorvido. E esta relação é bem maior nos filamentosos que nos formadores de flocos.

Assim sendo, em meios onde a concentração de substrato é baixa, os organismos filamentosos desfrutam de grande vantagem sobre os demais no que toca à captura de alimento, o que faz com que sua população aumente rapidamente em detrimento da população dos formadores de flocos. Por outro lado, em ambientes onde o alimento é abundante esta situação se inverte: havendo muito alimento disponível, a quantidade da qual o organismo necessita para seu metabolismo é absorvida através de menor superfície. E como neste tipo de ambiente a taxa de crescimento dos filamentosos é mais reduzida (ver Figura 6-16), são os formadores de flocos que passam a desfrutar da vantagem, e sua população aumenta enquanto se reduz a dos filamentosos.

Esta é a razão pela qual os reatores em mistura completa tendem a gerar um lodo de pior qualidade que aqueles cujo fluxo é de pistão. Em um reator em mistura completa o meio é homogêneo e a concentração de substrato em seu interior é a mesma do efluente que, em princípio, é baixa, favorecendo a proliferação de filamentosos. Já em um reator em fluxo de pistão a concentração de substrato em sua cabeceira é elevada, embora diminua ao longo do percurso. Desta forma, os organismos filamentosos eventualmente presentes no retorno de lodo serão eliminados na região de montante. Em resumo: o uso de um seletor consiste em fazer com que em algum ponto da linha de tratamento toda a vazão de lodo passe por um reator – ou um trecho de reator – na qual o meio seja desfavorável à proliferação de filamentosos, privilegiando a de formadores de flocos.

6.2.7.1 Tipos de seletores

Do ponto de vista físico, seletores podem ser concebidos como o trecho inicial do TA (como o corte e as duas plantas da parte superior da Figura 6-17) ou como um reator separado localizado a montante do TA (como o corte e a planta da parte inferior da mesma figura). No primeiro caso este trecho pode ser compartimentalizado para evitar mistura longitudinal como no caso do Corte 1A, ou não compartimentalizado, como no Corte 1B.

Os seletores podem ou não ter seu conteúdo homogeneizado mediante o uso de misturadores. Em geral misturadores são usados quando os seletores são compartimentalizados (Corte 1, Planta 1A) ou constituem um tanque independente (Corte 2, Planta 2). Quando não se usam misturadores (Planta 1B) deve-se assegurar que o próprio movimento do líquido ao longo do trecho seja suficiente para manter o lodo em suspensão.

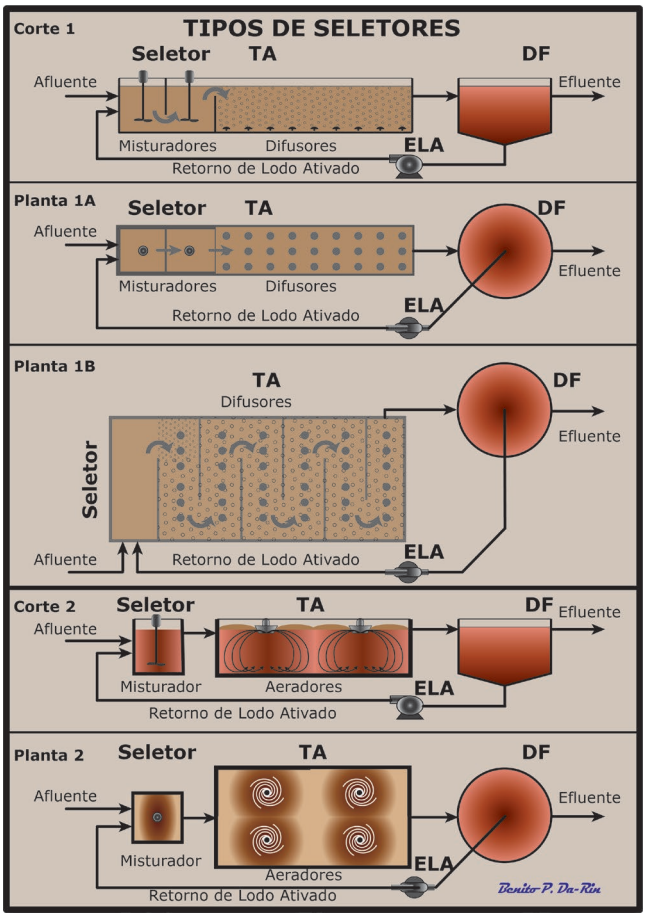


Figura 6-17 – Tipos de seletores

A publicação "**Activated Sludge Separation Problems – Theory, Control Measures, Practical Experiences**" de Tandoi, V., Jenkins, D. e Wanner, J. editada pela IWA Publishing em 2017 afirma que o dimensionamento correto do seletor é um fator crítico para seu bom funcionamento e que, embora já existam modelos biocinéticos para isto, no atual estágio de conhecimento sobre o tema (o livro é de 2017), ainda é preferível adotar modelos empíricos – que serão os únicos citados adiante.

No que toca à disponibilidade de oxigênio livre, os seletores podem ser aeróbios, anóxicos ou anaeróbios.

6.2.7.1.1 Seletores Aeróbios

O princípio de funcionamento dos seletores aeróbios é, essencialmente, o descrito por Chudoba em seu trabalho original: obrigar a biota a atravessar um reator – ou um trecho de reator – onde a disponibilidade de substrato seja tão elevada que os filamentosos não consigam competir com os formadores de flocos na disputa pelo alimento devido à maior taxa de crescimento destes últimos neste tipo de ambiente (ver Figura 6-16).

Como não implicam grandes mudanças no sistema, seletores aeróbios são dispositivos simples de projetar e operar. Não utilizam qualquer outro reciclo exceto o proporcionado pelo próprio retorno de lodo e exigem apenas pequenas alterações no formato do tanque de aeração.

Os parâmetros básicos de dimensionamento do seletor são seu tempo de detenção hidráulica $\mathbf{t_s}$ e fator de carga $\mathbf{F_s}$, assim definidos:

$$t_s = \frac{Q + Q_r}{V_s}$$ Equação 6-87

... e:

$$F_s = \frac{Q.S_i}{V_s.X}$$ Equação 6-88

Onde:

V_s: volume do seletor (m^3);

t_s: tempo de detenção hidráulica no seletor (h);

F_s: fator de carga sobre o seletor (kg DQO/kg SSTA.d ou kg DBO/kg SSTA.d)

... e os demais parâmetros já foram definidos.

O teor de oxigênio dissolvido no interior de um seletor aeróbio deve se situar acima de OD=2 mg/L. A capacidade de fornecimento de oxigênio deve estar próxima de 4 kg O_2/m^3.d e os tempos de detenção hidráulica para seletores aeróbios devem variar na faixa de t_s=10 min a t_s=15 min (com um único exemplo, fornecido por Prendl e Kroiss, que chega a t_s=30 min) e fatores de carga na faixa de [F_s=4,2 kg DQO/kg SSTA.d a F_s=20 kg DQO/kg SSTA.d] ou [F_s=1,8 kg DBO/kg SSTA.d a F_s=5 kg DBO/kg SSTA.d] (Tandoi et al. 2017). Já a NBR 12.209 recomenda que "*Nos seletores biológicos a relação A/M deve ser igual ou superior a 3 kg DBO/kg SSV.d nos casos de lodo ativado de taxa convencional, e igual ou superior a 1,8 kg DBO/kg SSV.d para sistemas de aeração prolongada*" (notar que, de acordo com a definição da NBR, "relação A/M" corresponde ao que aqui designamos como "fator de carga" e que, nela, os valores fornecidos são referidos à concentração de sólidos em suspensão voláteis no TA, enquanto os fornecidos por Tandoi e colaboradores se referem à concentrações de SS Totais no TA).

Uma das vantagens do seletor aeróbio é que, caso as condições o permitam, pode ser transformado em um seletor anóxico mediante o simples alvitre de eliminar o fornecimento de oxigênio. Mas isso somente é possível em sistemas onde seja promovida a nitrificação, ainda que parcial (veja o porquê disso no próximo item) e caso os dispositivos de aeração o permitam. Isto porque a aeração por ar difuso que emprega difusores de material poroso não pode ser operada intermitentemente sob pena de colmatação dos difusores, o que não ocorre com os difusores modernos que utilizam membranas microperfuradas e que podem ser tirados e repostos em carga sem inconvenientes, assim como os aeradores mecânicos superficiais que podem simplesmente ser desligados e religados quando conveniente (ver adiante).

6.2.7.1.2 Seletores Anóxicos

O princípio sobre o qual se apoia o funcionamento de seletores anóxicos é o fato da imensa maioria dos organismos filamentosos (com raras exceções, entre as quais o *Microtrix Parvicella*) não conseguirem utilizar qualquer outro acetor de elétrons que não o oxigênio molecular e, portanto, não serem capazes de sobreviver em um ambiente anóxico. Assim, se criarmos uma zona onde não exista oxigênio livre mas haja disponibilidade de nitratos e matéria orgânica, os organismos formadores de flocos capazes de utilizar o oxigênio do radical nitrato como acetor de elétrons nela poderão proliferar em detrimento dos filamentosos, que serão eliminados. É claro que para que isto seja factível, é indispensável que o sistema seja capaz de nitrificar o afluente (ver Anexo 1).

Para aumentar a disponibilidade de nitratos no seletor pode-se usar uma recirculação de parte do efluente do TA para a cabeceira do seletor, se bem que em alguns casos – particularmente nos

sistemas em aeração prolongada onde o grau de nitrificação é elevado e a relação de recirculação costuma ser mais alta – os nitratos trazidos pela simples recirculação do lodo podem ser suficientes.

Além de selecionar espécies de formadores de flocos, os seletores anóxicos implicam alguma economia de energia já que o fornecimento de oxigênio pode ser reduzido posto que uma fração da matéria orgânica afluente é metabolizada utilizando o oxigênio ligado aos nitratos como acetor de elétrons – particularmente porque a maior demanda de oxigênio se dá justamente na cabeceira do seletor, onde a concentração de matéria orgânica é mais elevada, e nela é consumido o oxigênio fornecido pelos nitratos. Convém notar que o uso de um seletor anóxico acarreta alguma desnitrificação, já que o uso do oxigênio dos nitratos como acetor de elétrons implica liberação de nitrogênio gasoso. Como este não é o objetivo do seletor, a desnitrificação costuma ser apenas parcial, mas deve ser considerada como um benefício adicional do uso do seletor.

Durante a fase de projeto deve-se tomar o devido cuidado para evitar a introdução de oxigênio dissolvido no seletor, posto que se isto não for feito os filamentosos poderão sobreviver e o uso do seletor se tornará inócuo.

Tandoi (2017) sugere para seletores anóxicos tempos de detenção hidráulica na faixa de [t_s=10min a t_s=30 min] segundo Hsu e Wilson e na faixa de [t_s=17 min a t_s=22 min] segundo Andreasen e colaboradores. Os fatores de carga sugeridos são de [F_s=2 kg DQO/kg SSTA.d a F_s=6 kg DQO/kg SSTA.d] segundo Wanner ou [F_s=0,8 kg DBO/kg SSTA.d a F_s=1,2 kg DBO/kg SSTA.d] segundo Marten e Daigger.

Seletores, tanto anóxicos quanto aeróbios, podem ser compartimentalizados visando aumentar o gradiente da concentração de substrato ao longo do percurso (ver Corte 1 e Planta 1A da Figura 6-17). Neste caso, Jenkins propõe a seguinte gradação do fator de carga entre compartimentos, no caso do uso de três compartimentos: F_s=12 kg DQO/kg SSTA.d no primeiro compartimento, F_s=6 kg DQO/kg SSTA.d no segundo e F_s=3 kg DQO/kg SSTA.d no terceiro.

6.2.7.1.3 Seletores Anaeróbios

Os seletores anaeróbios são os mais simples de operar. Não exigem qualquer introdução de oxigênio, nem mesmo a propiciada pela nitrificação do efluente (se bem que, em climas quentes onde é praticamente impossível evitar a nitrificação, haja pelo menos na época mais quente do ano algum aporte de nitratos, o que fará com que o seletor seja anóxico pelo menos na zona próxima à cabeceira, até que todo o oxigênio de nitratos tenha sido consumido; ver anexo 1).

O seletor anaeróbio típico nada mais é que um longo trecho inicial de um reator em fluxo de pistão no qual é introduzido o afluente e o retorno de lodo, sem qualquer reciclo adicional e sem introdução de oxigênio – havendo, geralmente, a utilização de algum tipo de mistura ao longo do trajeto.

O uso de seletores anaeróbios derivou do processo denominado "Remoção Biológica de Fósforo Incrementada" ("*Enhanced Biological Phosphorus Removal*" ou EBPR). Como o fósforo é um dos nutrientes essenciais, em qualquer sistema de lodos ativados ocorre alguma remoção de fósforo devido a seu consumo para a formação do material celular dos organismos que proliferam no reator biológico. O EBPR se baseia na criação de um meio no qual as condições ambientais foram ajustadas visando forçar os organismos a absorver mais fósforo do que eles normalmente o fariam, ou seja, "incrementar" o consumo de fósforo (este consumo incrementado é denominado em inglês "*luxury uptake*"). Como estas condições se estabelecem em meios anaeróbios, a configuração básica do EBPR consiste em preceder o reator biológico aerado por um tanque (ou trecho de tanque) onde prevaleçam as condições anaeróbias. E sendo estas condições desfavoráveis à proliferação dos

filamentosos, o reator do processo EBPR funciona como um seletor (incidentalmente: o "*luxury uptake*" é o responsável pela significativa eficiência de remoção de fósforo da variante dos lodos ativados denominada BARDENPHO – "*BARnard DENitrification and PHOsphorus removal*").

Tandoi (2017) sugere que seja usado para o seletor anaeróbio o mesmo tempo de detenção hidráulica necessário para o EBPR, afirmando que Bortone e colaboradores obtiveram bons resultados com t_s=45 min, Chevakidagarn e colaboradores chegaram aos mesmos resultados com um tempo de detenção hidráulica na faixa de [t_s=55 min a t_s= 65 min] e Lee e Oleszkiewicz com t_s=60 min.

6.2.8 Uso de membranas

Como temos visto repetidamente ao longo de todo este capítulo, o decantador final dos lodos ativados cumpre duas funções: clarificar o efluente e espessar o lodo. Vimos também que é desta última que depende a manutenção do equilíbrio do processo, dotando o operador de meios de ajustar a idade do lodo **Oc** (ou a relação Alimento/Microrganismos **U**) ao valor estabelecido pelo projeto.

Vamos aprofundar um pouco esta análise para esclarecer melhor o assunto. Imagine um processo de lodo ativado sem retorno do lodo. Um sistema no qual toda a fase biológica do tratamento se processe em uma única unidade, o reator biológico, com funcionamento análogo ao do quemiostato contínuo descrito no Item 4.6.1.2.

Esta configuração existe na prática. Trata-se da variante dos lodos ativados denominada "Lagoa Aerada", um tanque de aeração de grande volume, geralmente dotado de aeradores mecânicos superficiais que se incumbem tanto do fornecimento do oxigênio necessário ao processo quanto da mistura do conteúdo da lagoa.

Como em todo processo dos lodos ativados, o desempenho da lagoa aerada depende da relação Alimento/Microrganismos (ou taxa de utilização de substrato) **U** que, por sua vez, mantém uma correlação inversa com a Idade do Lodo **Oc** (ver Equação 6-78). Tanto **U** quanto **Oc** dependem da massa (e, portanto, da concentração **X**) de lodo ativado no reator (ver Equação 6-11 e Equação 6-25).

Nas variantes em que o lodo retorna ao reator biológico via DF e ELA, o controle do processo depende da remoção do excesso de lodo. Se o operador passar a remover menor massa de lodo do que a que vinha removendo até então, a incessante proliferação dos organismos no TA fará aumentar a massa de lodo nele contida (e, portanto, sua concentração **X**). E **X** diminuirá se aumentar remoção de lodo. Porém, como em uma Lagoa Aerada não há DF nem ELA, a remoção de excesso de lodo ocorre naturalmente devido à sua perda com o efluente.

Em um sistema assim constituído a idade do lodo **Oc** (ou tempo médio de permanência dos organismos no sistema – ver Item 6.2.2.2) é igual ao tempo de detenção hidráulica **t**. E sendo constante o volume **V** do reator, o operador não tem como alterar a idade do lodo do processo. Ou seja: em um sistema sem DF e ELA a idade do lodo **Oc** é igual ao tempo de detenção hidráulica **t** e alterar isto não está ao alcance do operador.

Isto porque, em um sistema de lodos ativados, o único meio que dispõe o operador de fazer com que a massa de lodo nele contida se ajuste ao valor de projeto é controlar a remoção periódica de excesso de lodo. O que, *ça va sens dire*, também vale para o projetista na fase de concepção da ETE.

Note que isto é válido tanto no caso (mais comum) da remoção de excesso de lodo a partir da tubulação de retorno de lodo quanto no da remoção diretamente do TA (ver Item 6.2.2.2.1.1) pois,

em ambos os casos, o objetivo exclusivo da remoção de excesso de lodo é controlar a massa de lodo contida no sistema. O que só pode ser feito se o sistema dispuser de um DF e uma ELA que façam com que o lodo que se evada do TA a ele retorne.

De tudo isto se pode concluir que, no que concerne ao controle do processo, o papel mais importante do conjunto DF e ELA é fazer com que idade do lodo **Oc** se torne independente do tempo de detenção hidráulica **t,** impedindo que o lodo se evada do sistema a não ser sob o controle do operador.

Resumindo tudo o que se disse acima em uma única frase: a função do decantador final e da elevatória de lodo ativado é **clarificar o efluente** e **manter na concentração desejada o lodo ativado contido no sistema**.

Se houver uma forma alternativa de lograr o mesmo resultado, ambas as unidades podem ser eliminadas.

Esta forma existe. Trata-se da filtração através de membranas.

6.2.8.1 Reatores MBR

A aplicação de membranas ao tratamento de esgotos foi introduzida nos anos sessenta do século passado mas apenas recentemente começou a se disseminar. Com efeito, em apenas dez anos, de 2001 a 2012, o número de instalações em operação com capacidade superior a 44 L/s (1 MGD) cresceu de 10 para 166 (Young e colaboradores no trabalho "**When does building an MBR make sense? How variations of local construction and operating cost parameters impact overall project economics**" publicado nos *Proceedings of the Water Environment Federation* nr 8 em 2013),

O conceito pode ser genericamente descrito como a integração entre a remoção do conteúdo orgânico dos esgotos por processo biológico com a filtração através de membranas e tem se revelado bastante eficaz na remoção tanto de poluentes orgânicos quanto inorgânicos, assim como de microrganismos.

Um reator biológico com membrana (em inglês, "*Membrane Bioreactor*", ou MBR) ao qual nos referiremos aqui como "reator MBR" à guisa de simplificação, é um processo de tratamento de esgotos que utiliza membranas semipermeáveis ("*permselective membranes*") integradas ao reator biológico (definição do livro "**The MBR book**", segunda edição, de Simon Judd publicado por Elsevier em 2011). As membranas podem ser do tipo microfiltração ou ultrafiltração (ver adiante) e o processo biológico é um processo de biomassa suspensa, em geral lodos ativados.

As membranas utilizadas comercialmente são do tipo "rejeição de biomassa" (Judd, 2011) que atuam como filtro, impedindo a passagem de partículas sólidas, inclusive as geradas no processo (o lodo biológico), do que resulta um efluente clarificado, de baixa carga orgânica e virtualmente livre de patogênicos.

A qualidade do efluente de um reator MBR adequadamente operado se equipara à do tratamento avançado: a concentração de sólidos em suspensão, DBO_5 e turbidez caem a valores não detectáveis e a colimetria se reduz a menos de 100 NMP ColiT/100 ml (Trussel, R. S. na apresentação "**Evaluation of Conventional Activated Sludge Compared to Membrane Bioreactors**", 2006). Considerando a alta qualidade de seu efluente, reatores MBR são especialmente úteis em situações onde se pretende reutilizar este efluente ou quando a desinfecção é uma exigência do projeto.

6.2.8.1.1 Tipos de reatores

Um reator MBR é, essencialmente, uma versão do sistema de aeração do processo típico de lodos ativados que, em vez de utilizar um decantador final para efetuar a separação sólidos-líquido e uma elevatória de lodos ativados para retornar o lodo sedimentado para o reator biológico, efetua esta separação utilizando uma membrana semipermeável e mantém os sólidos (que não atravessam a membrana) no interior do reator, o que torna desnecessários tanto o DF quanto a ELA.

Em um sistema de lodos ativados com retorno de lodo a manutenção do lodo no reator biológico depende de sua sedimentabilidade (ver Anexo 2). Isto não ocorre no reator MBR que, portanto, pode conter lodo ativado com concentrações de sólidos em suspensão **X** muito elevadas: enquanto a concentração máxima de SSTA recomendada pela NBR 12.209 em reatores biológicos de lodos ativados é de **X**=4.500 mg/L, os valores típicos usados para projeto de reatores MBR estão na faixa de **X**=8.000 mg/L a **X**=12.000 mg/L, concentrações de duas a seis vezes maiores que as usadas em sistemas de LA de mesma idade do lodo (Trussel, 2006). A NBR reconhece este fato e permite que "*No caso de reatores com membranas ... a concentração poderá ser maior devendo ser justificada*".

A vantagem de aumentar a concentração **X** é, evidentemente, a possibilidade de usar reatores biológicos muito menores que os empregados nas variantes do lodo ativado com DF e ELA. O que, considerando que estas duas unidades não mais são necessárias, permite que o tratamento biológico ocupe uma área significativamente menor que a ocupada por sistemas com retorno de lodo. Por outro lado, elevadas concentrações de SSTA influenciam desfavoravelmente a taxa de transferência de oxigênio, fator que deve ser considerado no dimensionamento dos dispositivos de aeração

No que toca à localização, as membranas usadas nos reatores MBR podem ser internas ou externas (neste último caso, em inglês são também denominadas "*sidestream*"). A Figura 6-18 mostra um diagrama esquemático de ambos os tipos.

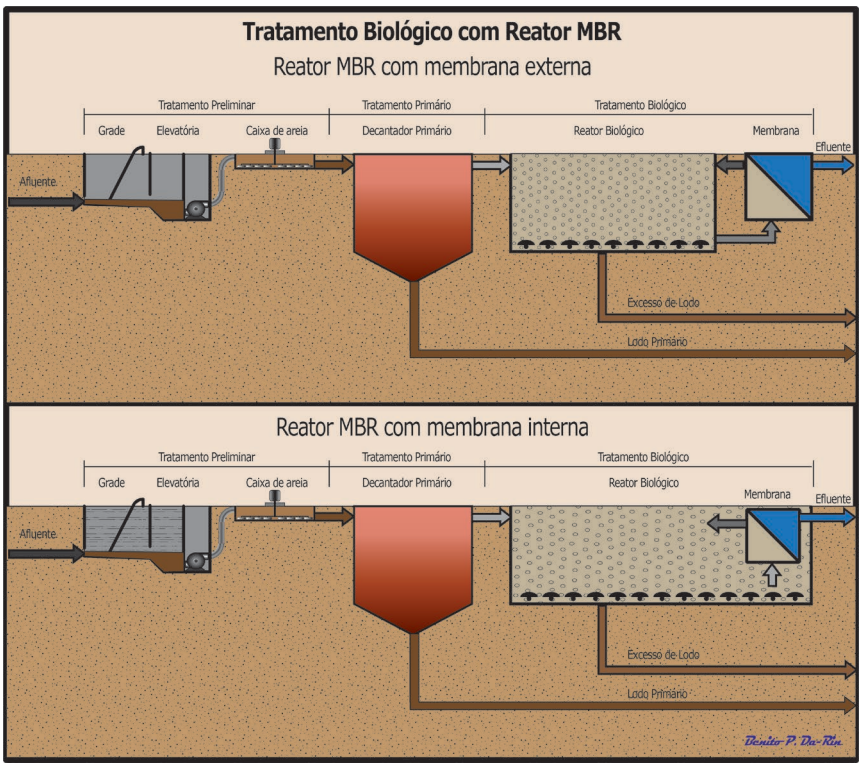


Figura 6-18 – Tipos de reatores MBR

Geralmente na configuração interna o gradiente de pressão que força o filtrado a atravessar a membrana é obtido por meio da aplicação de vácuo na extremidade de jusante, enquanto na configuração externa o gradiente é gerado por pressão aplicada por bombeamento na extremidade de montante. Isto faz com que a configuração interna seja mais simples de operar e mais econômica devido ao menor consumo de energia, porém como funciona com um gradiente de pressão baixo, a vazão que atravessa as membranas é pequena. Já a configuração externa, na qual o gradiente de pressão é maior, o consumo de energia é maior porém a vazão pode ser significativamente mais elevada e o fato da unidade de filtração se situar fora do reator facilita a manutenção. (Francis Attiogbe no trabalho "**Comparison of membrane bioreactor technology and conventional activated sludge system for treating bleached kraft mill efluente**" publicado no *African Journal of Environmental Science and Technology* Vol 7 Nr.5 em maio de 2013)

6.2.8.2 Tipos de Membranas

As membranas aplicadas ao tratamento de esgotos são semipermeáveis, ou seja, constituídas de um material que se deixa atravessar por alguns produtos químicos ou físicos mais facilmente que por outros, que são rejeitados. O fluxo que atravessa a membrana denomina-se "permeado" (em inglês, "*permeate*"), enquanto o material nela retido denomina-se "retentado" (em inglês, "*retentate*").

Há diversos tipos de membranas semipermeáveis, incluindo as cerâmicas e metálicas. Porém as usadas no tratamento de esgotos são quase que exclusivamente poliméricas. Os principais polímeros empregados para este fim são o Difluoreto de Polivinila (PVDF), Poliéter Sulfona (PES), Polietileno (PE) e Polipropileno (PP). As membranas são fornecidas na forma de folhas planas ou fibras tubulares (em inglês, "*flat sheets*" e "*hollow fibers*", respectivamente).

A Figura 6-19 mostra diagramas esquemáticos de ambos os tipos.

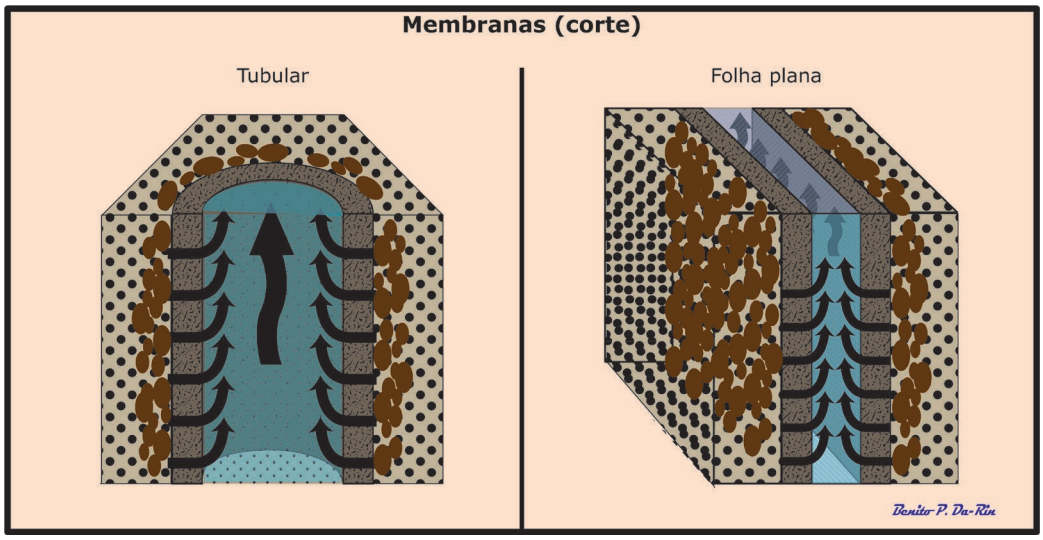


Figura 6-19 – Membranas tubulares e em folha plana

As membranas tipo folha plana são montadas em ambos os lados de um separador contido em uma moldura (ver imagem da esquerda da Figura 6-20) que mantem as membranas afastadas, permitindo que o filtrado as atravesse e flua entre elas (ver imagem da direita Figura 6-19;). Estas membranas são comercializadas em módulos formados por um conjunto de molduras, como o mostrado na imagem do centro da Figura 6-20.

[As fotos das Figuras Figura 6-20 e Figura 6-21 foram obtidas de material publicitário dos fabricantes; Figura 6-20: Rising Sun Co (centro) e Kubota Membrane USA Corporation (direita) e Figura 6-21: Aquabio (esquerda), iSEP Ovivo USA (centro) e Shandong Zhaojin Co. (direita)).

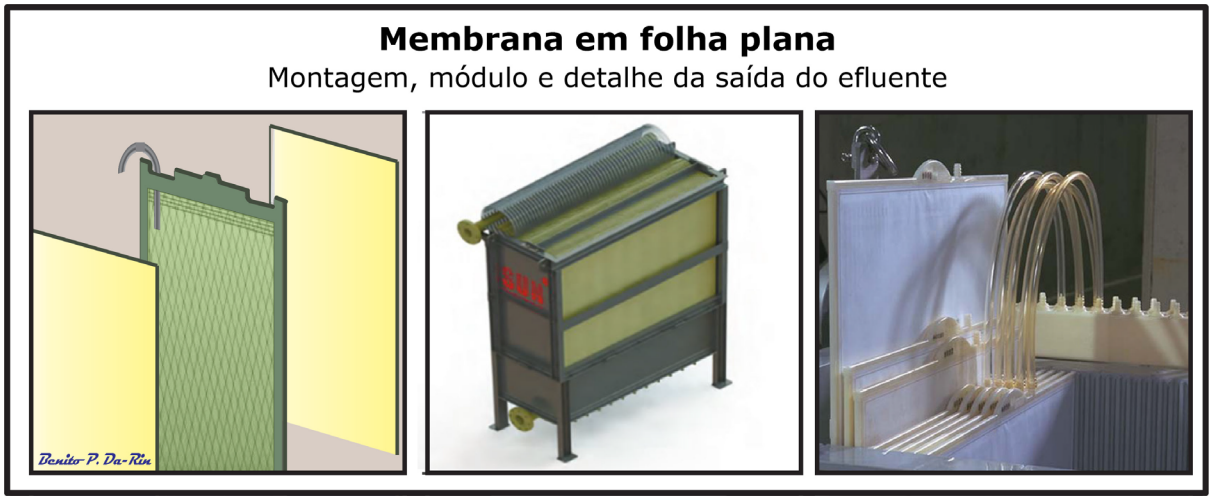


Figura 6-20 – Membrana em folha plana (“flat sheet”)

Usualmente membranas tipo folha plana são usadas na configuração interna (ver imagem inferior da Figura 6-18). Nesta configuração, diversos destes módulos são alojados no interior do reator biológico, próximo à extremidade de jusante. O filtrado atravessa as membranas de ambos os lados do separador (ver imagem da direita da Figura 6-19) sugado pelo vácuo aplicado na tubulação de saída situada no topo das molduras e sai pela tubulação, vindo a constituir o efluente do sistema.

Figura 6-21 Membranas tubulares (“Hollow fibers”)

Membranas tubulares são usadas tanto em configuração externa quanto interna. Na primeira, os pequenos tubos são montados lado a lado no interior de peças cilíndricas como a mostrada na imagem do centro da Figura 6-21, às quais se aplica vácuo em uma das extremidades. A unidade de filtração externa é constituída por um conjunto destes cilindros montado em uma estrutura como a exibida na imagem da esquerda da mesma Figura 6-21(que mostra os cilindros dispostos horizontalmente; há fornecedores que usam equipamentos nos quais os cilindros são montados verticalmente). O líquido sob aeração no reator biológico é bombeado para uma das extremidades do

conjunto de cilindros, atravessa-os, o filtrado passa para o interior da membrana tubular (ver imagem da esquerda da Figura 6-19) de onde é removido para fora do sistema, constituindo seu efluente, enquanto o retentado é devolvido para o interior do reator biológico (ver imagem superior da Figura 6-18).

Na configuração interna, usada na grande maioria dos casos de reatores MBR empregados no tratamento de esgotos sanitários, os pequenos tubos são montados paralelamente em módulos como o mostrado na imagem da direita da Figura 6-21. Suas extremidades inferiores, fechadas, em geral são fixadas de modo a permitir um pequeno grau de movimentação durante os ciclos de limpeza (ver adiante). As extremidades opostas se conectam a um compartimento que ocupa toda a parte superior do módulo, do qual sai a tubulação que transporta o filtrado. Como no caso das membranas em folha plana, diversos destes módulos são dispostos próximos à extremidade de jusante do reator biológico. O filtrado é encaminhado para fora do sistema e constitui seu efluente. Os sólidos permanecem no interior do reator, de onde são periodicamente removidos como excesso de lodo e encaminhados para o devido tratamento.

As membranas imersas representam a configuração mais largamente empregadas nos reatores MBR para tratamento de esgotos domésticos por exigirem menor consumo de energia e por isto são a opção mais viável para instalações de porte médio a grande. Os seguintes fatores orientam seu projeto e operação:

- O tipo de membrana, sua estrutura e resistência à perda de permeabilidade;
- O tipo de afluente, suas características físico-químicas e seu pretratamento;
- A aeração empregada tanto no reator biológico propriamente dito para suprir as necessidades de oxigênio da biomassa quanto nos módulos de membranas para remover a incrustação reversível (ver adiante);
- A remoção de excesso de lodo e a manutenção da idade do lodo de projeto;
- A natureza e atividade da biomassa presente no reator.

Estes fatores estão inter-relacionados, particularmente os três últimos, ligados mais diretamente à operação. Isto porque a massa de excesso de lodo removida ao longo do tempo estabelece o valor da idade do lodo do processo que, por sua vez, determina a massa e as características do lodo contido no reator para receber e tratar a carga orgânica aportada pelo afluente. A concentração e algumas das características deste lodo, como viscosidade, além das características do afluente, assim como o pretratamento a que este afluente é submetido, exercem papel importante no que toca à incrustação e colmatação das membranas (ver adiante), fator crucial para sua operação. Na verdade, é consenso que a atividade mais importante na operação e manutenção de um sistema que emprega reator MBR é a limpeza das membranas para reduzir sua perda de permeabilidade ao longo do tempo.

O grau de seletividade da membrana depende da dimensão dos poros que, por sua vez, influi diretamente em sua permeabilidade. Para o tratamento de esgotos usa-se membranas de dois tipos.

As de poros de dimensões superiores a 50 nm (macroporos) retêm partículas em suspensão por microfiltração (MF), um tipo de filtração na qual a membrana é atravessada pelo filtrado devido à formação de um gradiente de pressão da ordem de 1 bar a 2 bar geralmente produzido pela aplicação de vácuo parcial no lado do permeado (Judd, 2011) enquanto os sólidos são retidos.

Já o tipo de filtração promovido pelas membranas de poros de menores dimensões (mesoporos, com diâmetro na faixa de 2 nm a 50 nm) denomina-se ultrafiltração (UF) na qual separação é provocada por um gradiente de pressão de 1 bar a 7 bar.

O diâmetro dos poros das membranas adotadas nos sistemas comercialmente disponíveis na atualidade para uso no tratamento de esgotos sanitários varia na faixa de 10 nm a 400 nm (Atiogbe, 2013)

6.2.8.2.1 Operação e manutenção

O controle da operação de reatores MBR é bem mais simples que o de processos com retorno de lodo pelas seguintes razões (Trussel, 2006):

- A sedimentabilidade do lodo é irrelevante para a operação, portanto o intumescimento do lodo não é um problema quando se usa membranas já que tanto os organismos formadores de flocos quanto os filamentosos são igualmente retidos;
- Enquanto as membranas conservarem sua permeabilidade a qualidade do efluente será mantida, independentemente dos fatores operacionais;
- Para controlar o processo não se faz necessária a determinação das concentrações de sólidos em suspensão voláteis ou totais no reator, basta atuar sobre a massa de lodo removida continua ou periodicamente do sistema;

Este último ponto decorre do fato de que, como o excesso de lodo é removido diretamente do reator (ou seja, do TA), para manter o valor desejado da idade do lodo (e, portanto, controlar o processo) basta remover continuamente do reator uma vazão **q** que resulte em um volume diário removido **v** correspondente a uma fração do volume total **V** do reator igual ao inverso da idade do lodo **Oc** expressa em dias (parece complicado mas não é; veja o Item 6.2.2.2.1.1 e a Equação 6-35). Este é o método mais simples, porém o operador sempre pode optar por remover diariamente, em uma única operação em batelada, um volume **v** do líquido contido no reator. Em qualquer caso, o controle do processo se faz sem a necessidade de recorrer a quaisquer análises de laboratório, cuja única utilidade passa a ser o monitoramento do desempenho da ETE.

No que diz respeito às membranas, o objetivo da operação de um reator MBR consiste em controlar a influência exercida pelos seguintes fatores sobre o fluxo líquido que as atravessa:

- A resistência da própria membrana;
- O gradiente de pressão aplicado sobre a unidade de superfície da membrana;
- As condições hidrodinâmicas prevalentes na interface membrana/líquido; e
- A obstrução e subsequente limpeza da membrana.

Membranas são concebidas para receber uma vazão correspondente à sua capacidade e não aceitam grandes variações de vazão. Tipicamente elas estão limitadas a um coeficiente de maré de 1,5 (ou seja, não podem receber uma vazão superior a 150% de sua capacidade). Em situações em que a relação Q_{max}/Q_{med} for superior a 1,5 deve-se tomar providências para evitar a sobrecarga. Uma possibilidade é o aumento da área de membranas (instalando módulos adicionais) para uso no período de maior vazão, mas o alto custo das membranas nem sempre permite adotá-la. Em geral o que se sugere é o uso de algum dispositivo de equalização de vazão, pelo menos até que o custo das membranas caia até o ponto de viabilizar a instalação de módulos adicionais (Trussel, 2006).

6.2.8.2.2 Incrustação e colmatação

Indiscutivelmente o mais sério problema a ser enfrentado pelo operador de um reator MBR é a perda de permeabilidade das membranas devido à incrustação (formação de crosta; em inglês, "*fouling*") e à colmatação (obstrução das entradas dos poros; em inglês, "*clogging*").

Observação

"Colmatação" é a obstrução provocada pela aglomeração de sólidos internamente ou na entrada dos canais de escoamento existentes no interior *de um meio poroso enquanto "incrustação" é o resultado da deposição de material sobre* a superfície *de um meio poroso formando uma camada que obstrui a entrada dos poros.*

Em geral membranas externas são mais propensas a obstrução devido à maior vazão que as atravessa.

Entre os pesquisadores há consenso em que os principais responsáveis pela incrustação não são as partículas em suspensão, mas sim as substâncias geradas pela biomassa, mais especificamente os produtos solúveis (SMP, ou "*Soluble Microbial Products*", em inglês) como carboidratos e algumas substâncias coloidais (Judd, 2011) além das substâncias poliméricas extracelulares (em inglês, "*Extracellular Polymeric Substances*", ou EPS).

A incrustação pode ser reversível, irreversível ou permanente. A reversível é aquela que pode ser removida por procedimentos físicos de limpeza. A irreversível é a que somente pode ser recuperada apelando para a limpeza química. Já a permanente, impossível de ser removida, é provocada pelo acúmulo paulatino dos resíduos da incrustação irreversível, acúmulo este que depende da programação de limpeza e das características do lodo e do afluente. É ela que define a vida útil da membrana (ver adiante).

Pequenas idades do lodo favorecem a incrustação. Por isso reatores MBR devem operar com idades do lodo relativamente altas. Trussel, em seu trabalho supracitado, recomenda utilizar no mínimo a idade do lodo requerida para nitrificação acrescida de um fator de segurança, indicando ainda que alguns fabricantes de membranas recomendam um mínimo de **Oc**=12 dias.

6.2.8.2.3 Limpeza

Membranas usadas em um reator MBR, quaisquer que sejam seu tipo e natureza, devem ser submetidas a uma rotina de limpeza periódica regular ao longo de toda sua vida útil. Da programação desta rotina e da boa execução das tarefas de limpeza depende, em grande parte, o desempenho do processo.

Esta programação se baseia fundamentalmente nas seguintes estratégias:

- Emprego de um eficiente pretratamento do afluente;
- Adoção de uma rotina apropriada para os procedimentos de limpeza;
- Redução do fluxo através das membranas;
- Incremento da aeração; e
- Controle das características químicas e bioquímicas do líquido contido no reator;

O primeiro ponto é de grande importância. Para reduzir a tendência à incrustação e colmatação, a adoção de um pretratamento eficiente a montante de reatores MBR é obrigatória. O uso de micrograde amento é imperativo (Trussel, 2006), assim como o emprego de decantadores primários é altamente aconselhável.

Quanto à rotina de limpeza, os procedimentos adotados podem ser de natureza física ou química.

Os procedimentos físicos, sempre realizados in situ, são:

- Retrolavagem (em inglês, "*backflushing*") com ou sem o emprego de ar; e
- Relaxamento.

Os procedimentos químicos consistem em imergir as membranas em uma solução de um produto químico que as atravessa. Os produtos usados para este fim são:

- Bases: soda cáustica (hidróxido de sódio);
- Ácidos: sulfúrico, hidroclórico e, predominantemente, cítrico e oxálico;
- Oxidantes: hipocloritos e peróxido de hidrogênio (água oxigenada).

A retrolavagem consiste em inverter o fluxo através da membrana para expulsar o material retido no interior de seus microcanais e em suas entradas (poros). Ela pode ou não ser combinada com a limpeza química, dissolvendo no permeado um dos compostos químicos acima listados. Operações de retrolavagem duram pouco e são executadas em intervalos curtos, os chamados "pulsos". Por exemplo: 15 segundos de retrolavagem com o próprio efluente a cada 200 segundos de filtração,

O relaxamento, aplicável a módulos de membranas na configuração interna, consiste em interromper o fluxo através da membrana mantendo, porém, a aeração. Desta forma as bolhas de ar, em seu movimento ascendente, tendem a remover por cisalhamento o material incrustado. O relaxamento pode ser combinado com a retrolavagem usando o próprio efluente do processo, com ou sem adição de produtos químicos.

O procedimento de relaxamento remove a incrustação reversível. Nele, o papel da aeração é essencial, pois a incrustação é removida pela força de cisalhamento provocada pelo movimento das bolhas até a superfície, tantos nos módulos imersos de folha plana quanto nos que utilizam fibras tubulares. Nestes últimos a aeração ainda provoca um movimento lateral dos tubos que aumenta este efeito – que se manifesta não apenas durante a realização do procedimento de relaxamento como também durante os períodos de operação normal.

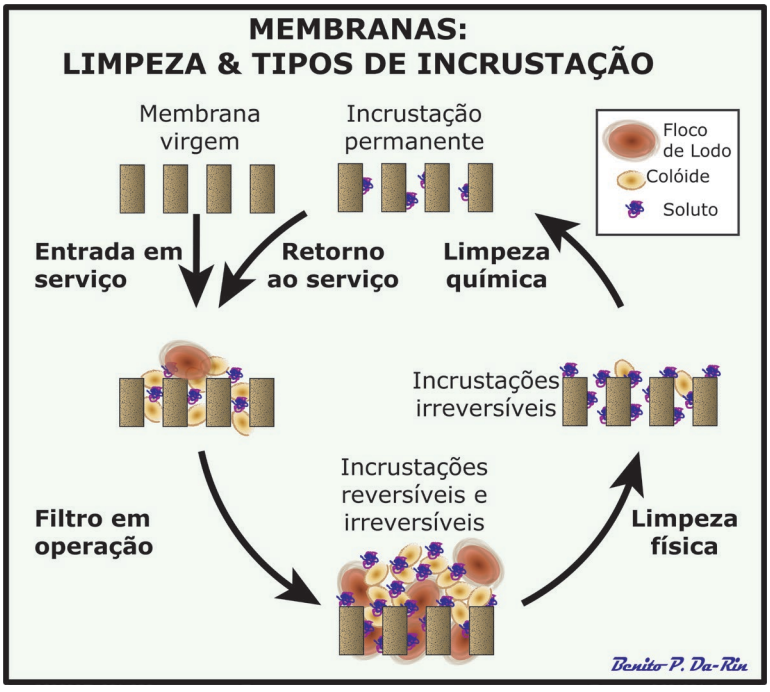


Figura 6-22 – Incrustação e limpeza de membranas

Note que nos reatores MBR a aeração é necessária tanto para fornecer o oxigênio consumido pela biota para a remoção do conteúdo orgânico do afluente quanto para promover a limpeza das membranas. E, segundo Judd (2011), "*não é obrigatoriamente essencial ou sequer desejável empregar o mesmo aerador para ambos os fins*". A duração das sucessivas operações de relaxamento e os intervalos entre elas devem obedecer a orientação dos fabricantes de membranas. Tipicamente, ainda segundo Judd, o relaxamento é aplicado durante 1 min a 2 min em intervalos de 8min a 15 min. A Figura 6-22ilustra a sequência das operações de limpeza.

Como a limpeza física não utiliza produtos químicos, não produz rejeitos de natureza química. Comparada com a limpeza química, é menos onerosa e mais rápida (cada operação de limpeza não leva mais que dois minutos), porém menos eficiente (remove apenas os sólidos de maiores dimensões aderidos à superfície das membranas, a chamada "incrustação reversível").

Já a limpeza química é mais eficiente e consegue remover boa parte da incrustação "irreversível". Porém, após cada operação de limpeza química, resta um pouco da chamada "incrustação permanente", que faz com que uma pequena fração da permeabilidade da membrana seja perdida a cada operação.

A limpeza química pode ser de dois tipos: limpeza preventiva e limpeza de recuperação, ou intensiva.

A primeira é realizada *in situ* durante a operação do sistema em intervalos regulares de 3 dias a 7 dias, com duração de 30 min a 60 min para um ciclo completo e com concentrações moderadas (200 mg/L a 500 mg/L) do produto químico empregado. A segunda é realizada uma ou duas vezes ao ano, podendo ser feita in situ ou removendo os módulos do reator (alternativamente, esvaziando o reator, a chamada "limpeza no ar"), e usa concentrações muito mais elevadas de agentes químicos: em porcentagens de peso: de 0,2% a 0,3% de hipoclorito de sódio combinado com 0,2% a 0,3% de ácido cítrico ou 0,5% a 1% de ácido oxálico (Judd, 2011).

Como se viu, a programação dos procedimentos de limpeza deve prever operações regulares de relaxamento realizadas em curtos intervalos entremeadas com operações de retrolavagem realizadas em intervalos mais longos (quanto maior a vazão, menor deve ser este intervalo). Como a retrolavagem não recupera a permeabilidade original, à medida que prossegue a operação o gradiente de pressão necessário para obrigar o permeado a atravessar a membrana cresce pouco a pouco, até atingir determinado valor após o qual é necessário efetuar uma limpeza química. Esta, por sua vez, embora muito mais eficiente que a anterior, também não devolve a permeabilidade da membrana a seu estado anterior, restando um pequeno acúmulo de material que constitui a incrustação permanente, que cresce lentamente ao longo dos anos.

Por isso, mesmo usando as técnicas recomendadas para limpeza e operação, as membranas apresentam uma progressiva perda de permeabilidade ao longo do tempo e devem ser periodicamente substituídas. A vida útil esperada de um módulo de membranas depende de diversos fatores que incluem a qualidade da manutenção preventiva a que são submetidas, carga aplicada e características químicas do afluente e varia de seis a dez anos (Young e colaboradores, 2013).

6.3 PRÁTICA

6.3.1 Métodos de aeração

O objetivo primário do processo dos lodos ativados é a redução da carga orgânica dos esgotos. Para alcançá-lo, a matéria orgânica contida no afluente é fornecida a microrganismos aeróbios que a utilizam para gerar energia vital e produzir seu próprio material celular. Como os organismos aeróbios utilizam oxigênio livre para seu metabolismo, é preciso fornecer-lhes continuamente a massa de oxigênio que consomem e mantê-los sempre em contato com a matéria orgânica e o oxigênio fornecidos. Essas duas tarefas, aeração e homogeneização parcial do meio líquido, são cumpridas pelos mesmos equipamentos, denominados dispositivos de aeração, cujo consumo de energia corresponde a uma porcentagem entre 50% e 90% do consumo total da ETE e constitui o maior componente do custo operacional da instalação (MOP 8 – WEF).

Com exceção do uso de oxigênio puro (usado apenas na variante do processo de mesmo nome que será adiante discutida), o fornecimento de oxigênio aos esgotos é feito dissolvendo na massa líquida o disponível no ar. Isto é possível graças à grande solubilidade deste gás, que faz com que suas moléculas sejam capazes de atravessar a interface formada pela superfície de separação ar/água. Como a superfície livre do TA não é suficiente para prover a massa necessária de oxigênio, as técnicas de aeração consistem essencialmente em aumentar a superfície de contato ar-água.

Há dois métodos básicos para isto. O primeiro, denominado “aeração por ar difuso”, consiste em liberar bolhas de ar no interior da massa líquida através de dispositivos apropriados denominados “difusores”. O segundo, denominado “aeração mecânica superficial”, usa dispositivos denominados “aeradores superficiais” para promover forte agitação da superfície líquida de modo a lançar gotas do líquido na atmosfera enquanto provoca a formação de bolhas de ar na massa líquida. Ambas as técnicas serão examinadas a seguir, incluindo alguns métodos híbridos que, embora pouco empregados, serão igualmente mencionados.

6.3.1.1 Ar difuso

O método de aeração por ar difuso utiliza um fluxo de ar gerado por compressores ou sopradores. Tubulações dotadas de válvulas que permitem controlar a vazão de ar que transportam alimentam os difusores situados no fundo (ou próximos dele) dos tanques de aeração, liberando o ar no interior da massa líquida. Os difusores são constituídos por bocais, placas perfuradas ou porosas, tecidos especiais, tubos perfurados ou membranas elásticas perfuradas.

Ao longo do tempo a indústria de equipamentos vem produzindo os mais variados tipos de equipamentos difusores de ar. Originalmente tais equipamentos eram classificados pelo tamanho das bolhas de ar que geravam – que supostamente refletia sua capacidade de transferir oxigênio já que os difusores de “bolhas finas” são mais eficientes que os de “bolhas grosseiras”.

Observação

Bolhas finas são mais eficientes para transferir oxigênio que bolhas grosseiras porque a dissolução do oxigênio do ar na massa líquida se dá através da interface entre os meios líquido e gasoso, portanto é

diretamente proporcional à superfície desta interface. E certo volume de ar contido em um grande número de pequenas bolhas apresenta uma superfície de contato com o líquido que o circunda muito maior que a do mesmo volume contido em um menor número de bolhas de maior diâmetro.

Na prática, porém, a distinção entre esses tipos de difusores não é fácil de ser estabelecida, o que gerava confusão e controvérsias (a versão anterior da NBR classificava os difusores pelo diâmetro das bolhas, fixando limites para o diâmetro correspondente a cada classe mas, embora ainda mencione "*bolhas fina, média ou grossa*" em seu Item 6.7.7, a versão atual, NBR 12.209, já não mais inclui a classificação por diâmetro de bolha).

A tendência moderna é classificar os difusores por suas características físicas. Segundo Metcalf & Eddy, hoje em dia eles são classificados em:

- Difusores porosos;
- Difusores não porosos; e
- Outros tipos de difusores.

A escolha do difusor depende de sua eficiência padrão das características do processo, da disponibilidade de material e de custos.

Observação

Para aeradores por ar difuso a eficiência padrão costuma ser fornecida em termos da porcentagem do oxigênio que é efetivamente dissolvida na massa líquida quando fornecido em condições padrão (água limpa ao nível do mar e 20º C).

No que toca a variantes (ver adiante), difusores (porosos, não porosos e outros) são usados em sistemas de alta capacidade, convencional, aeração escalonada, estabilização por contato e aeração prolongada (MP8-WEP).

6.3.1.1.1 Difusores porosos

O uso dos difusores porosos tem grande aceitação principalmente por sua elevada eficiência de transferência de oxigênio devida ao pequeno tamanho das bolhas que geram (segundo Metcalf & Eddy, dependendo do tipo, dissolvem de 13% a 40% do oxigênio que liberam no meio líquido). Por outro lado, além de sua capacidade relativamente baixa de homogeneizar o conteúdo do TA, apresentam grande tendência à obstrução tanto externa (seja pela biomassa que tende a se fixar em sua superfície, seja pela incrustação de substâncias químicas que se formam no TA), quanto interna (pelas impurezas contidas no ar que atravessa os poros). Por essa razão, exigem que o ar que os alimenta seja submetido a filtragem (a NBR 12.209 dispõe que: "*Na aeração por ar difuso, no caso de emprego de difusor poroso, o ar deve ser filtrado e conter no máximo 3 ,5 mg de material particulado por 1000 m³ de ar*").

Há difusores porosos de materiais diversos, inclusive plástico. O mais comum é o uso de partículas de minerais de grande resistência mantidas coesas por um tipo de adesivo industrial (geralmente usa-se para este fim o óxido de alumínio, o mesmo material de que são feitos os discos de esmeril, porém sem o abrasivo). Estes difusores podem ter o formato de um disco plano ou de um domo como o

mostrado na Figura 6-23, Estes domos são fixados em suportes plásticos montados diretamente sobre a tubulação de distribuição de ar (veja imagem no centro da figura). Geralmente uma rede destas tubulações é instalada sobre o piso do fundo do TA.

Figura 6-23 – Aerador poroso tipo "domo"

Este tipo de placa porosa é sujeito às obstruções internas e externas acima citadas. Porém, além destas, há um terceiro tipo de obstrução que pode encurtar significativamente sua vida útil: a colmatação provocada pelos sólidos em suspensão no TA que penetram nos poros forçados pela pressão da água no caso de paralisação do fluxo de ar, cuja causa predominante é a interrupção do fornecimento de energia elétrica à ETE. Por isso é aconselhável adotá-los apenas em regiões onde o fornecimento ininterrupto de energia elétrica seja absolutamente confiável.

Uma ETE de grande porte da cidade de São Paulo, cuja operação foi iniciada na primeira metade dos anos noventa do século passado, usava este tipo de difusor em seus grandes tanques de aeração. Embora a ETE dispusesse de dupla alimentação justamente para evitar os problemas causados pela interrupção do fornecimento de energia elétrica, entre 1991 e 1995 ela sofreu interrupções deste fornecimento de duas a três vezes por ano. Em sua maioria tais interrupções foram de curta duração. Porém bastam alguns minutos de queda da pressão nas tubulações de ar para que a pressão da água no TA force o líquido para o interior dessas tubulações através das placas porosas, obstruindo os poros com o próprio lodo ativado. E, quando o fornecimento de energia é restabelecido, é comum que o súbito aumento da pressão nas tubulações de ar, encontrando a grande resistência causada por difusores parcialmente obstruídos, arranque alguns domos de seu suporte. Em consequência disto, estas poucas e curtas interrupções do fornecimento de energia bastaram para que o conjunto de difusores da ETE supramencionada fosse de tal maneira afetado que foi necessário substitui-lo por um sistema de difusores de membranas elásticas como os mostrados na Figura 6-24. O autor acrescenta que, em viagem aos EUA, visitando uma ETE de grande porte na cidade de Philadelphia, PA, que usava o mesmo tipo de difusor, indagou ao operador ela também padecia do problema de obstrução dos difusores. Tendo recebido uma resposta negativa, perguntou com que frequência ali ocorria a interrupção do fornecimento de energia. O operador retrucou que ignorava, pois ele operava a ETE já há oito anos e durante este período não havia ocorrido qualquer interrupção. É muito provável que esta seja a causa pela qual o uso dos difusores porosos somente se disseminou no Brasil depois do advento das membranas elásticas perfuradas.

Essas membranas oferecem uma eficiência de dissolução de oxigênio pouco menor que os domos (segundo Metcalf & Eddy sua eficiência padrão de transferência de oxigênio chega a 29%) porém não são sujeitas a obstruções, mesmo em caso de interrupção do fornecimento de ar. Isto porque, como se pode perceber observando a imagem da direita da Figura 6-24, o difusor é constituído por uma câmara ligada à tubulação de suprimento de ar formada por um domo plástico com um orifício

central. Este domo é recoberto pela membrana elástica perfurada. Quando em funcionamento (imagem da direita da figura), a alta pressão mantida no interior na câmara faz com que o ar dela se evada através do orifício central, forçando a membrana a se distender, afastando-a da superfície do domo plástico e abrindo seus poros. Isto permite que o ar passe pelos minúsculos orifícios que atravessam a membrana (seus "poros") e se desprenda no interior do meio líquido sob a forma de pequenas bolhas. Caso haja uma interrupção do fornecimento de ar, quando a pressão no interior da câmara cai a um valor inferior ao da pressão da água a membrana é forçada para baixo e comprimida contra a superfície rígida do domo, vedando os poros (imagem do centro da Figura 6-24).

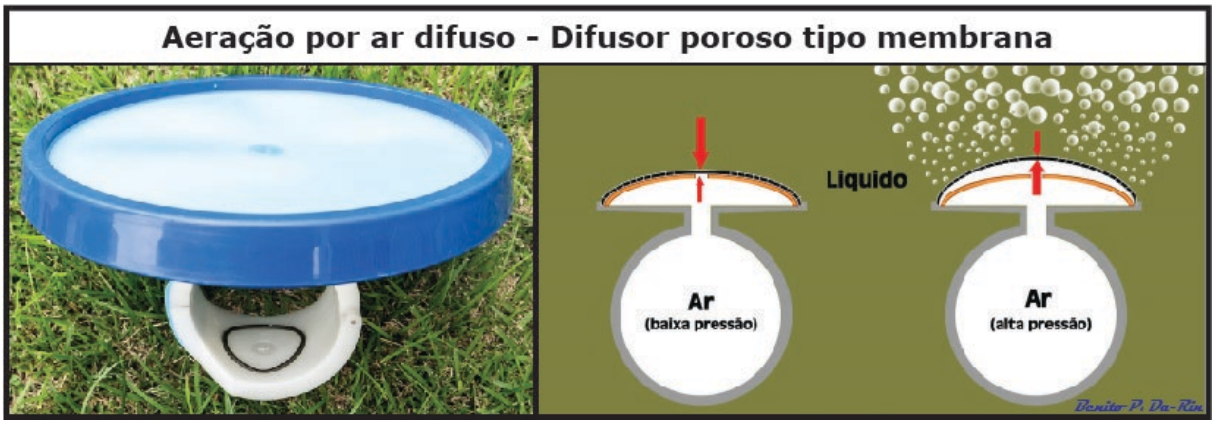


Figura 6-24 – Difusor poroso tipo membrana

Por outro lado, a técnica de fabricação das membranas é crucial para seu desempenho. Ela deve ser fabricada com material termoplástico ou elastômero de boa qualidade e os quase microscópicos furos que constituem seus poros devem ser criados eletronicamente com a aplicação de um feixe de raios laser, jamais mecanicamente usando agulhas metálicas. Isto porquê, ao menos no estágio atual de desenvolvimento da tecnologia de fabricação deste tipo de membrana, a perfuração com agulhas provoca minúsculas irregularidades que, ao longo do tempo, tendem a aumentar o tamanho dos poros e "rasgar" a membrana, inutilizando o difusor.

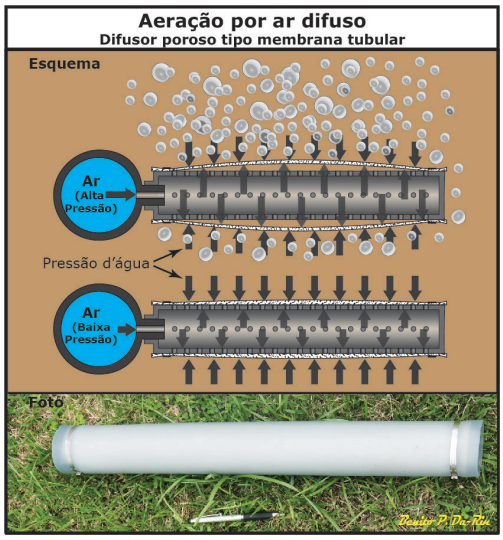


Figura 6-25 – Difusor poroso tubular tipo membrana

A Figura 6-25 mostra a foto e o diagrama esquemático de mais um difusor tipo membrana, este de formato tubular. Trata-se de um tubo cilíndrico com cerca de meio metro de comprimento com perfurações laterais, uma das extremidades fechada, a outra ligada à tubulação de distribuição de ar, envolto por uma membrana elástica tubular microperfurada (cujo material e execução dos furos estão sujeitos às mesmas restrições mencionadas acima) fixada firmemente ao tubo por meio de abraçadeiras metálicas (ver foto na parte inferior da Figura 6-25). O princípio de funcionamento é o mesmo das membranas não tubulares: quando em funcionamento, o ar em alta pressão passa pelos furos laterais, infla a membrana, atravessa os poros e se distribui no meio líquido sob a forma de minúsculas bolhas (imagem superior da figura). Caso o fornecimento de ar venha a ser interrompido, a queda da pressão no interior do tubo comprime a membrana contra o cilindro vedando a passagem através dos poros (ver imagem do centro da Figura 6-25).

Figura 6-26 – Difusores porosos tubulares

As membranas apresentam características que as tornam tão vantajosos que praticamente vieram a substituir as placas porosas nos dispositivos difusores de alta eficiência.

A Figura 6-26 mostra mais dois tipos de difusores porosos tubulares. A imagem da esquerda exibe um difusor tipo tubo metálico fendilhado e a da direita um difusor de tecido. O primeiro é constituído por um tubo metálico com pequenas fendas abertas transversalmente a seu eixo através das quais o ar escoa e forma bolhas de pequeno diâmetro. O segundo nada mais é que um invólucro de tecido resistente, permeável, que reveste uma armação metálica. Ambos são presos por uma de suas extremidades à tubulação de distribuição de ar. Seu uso não é muito comum, particularmente no caso do difusor de tecido, mas há algumas ETEs equipadas com eles.

Figura 6-27 – Difusores ao longo de uma das paredes laterais do TA

Em tanques de aeração longos e estreitos, tendendo para o fluxo de pistão (ver Item 6.2.6.1) os difusores porosos, particularmente os de tipo tubular, costumam se localizar em uma linha longitudinal próxima ao fundo do TA junto a uma de suas paredes laterais, como mostrado na Figura 6-27, geralmente instalados em braços articulados no interior dos quais escoa o ar e que podem ser levantados de modo a trazer os difusores para fora do tanque para permitir a execução de serviços de manutenção sem interromper a operação da ETE. Além disto, esta configuração promove um fluxo helicoidal ao longo do tanque, pois as bolhas de ar desprendidas dos difusores sobem e levam com elas a água que, ao chegar à superfície, tende a se deslocar para o lado oposto do tanque de onde, devido ao formato da parede oposta, retorna para o fundo por onde flui para o lado dos difusores. Esta configuração gera um fluxo líquido helicoidal ao longo do comprimento do TA.

Nos tanques de aeração cuja relação comprimento/largura não tende ao fluxo de pistão em geral são usados difusores porosos tipo domos, placas ou membranas não tubulares distribuídos homogeneamente em todo o fundo do tanque.

6.3.1.1.2 Difusores não porosos

Difusores não porosos estão disponíveis em uma grande variedade de configurações e materiais.

Vão desde um simples tubo perfurado até configurações patenteadas. A Figura 6-28 mostra alguns destes modelos.

Figura 6-28 - Difusores não porosos

Em geral produzem bolhas de maior diâmetro, o que os torna menos eficientes que os porosos no que toca à transferência de oxigênio (em geral transferem para o meio líquido de 2% a 13% do oxigênio que fornecem). Por outro lado, são bem mais eficientes que os porosos no que diz respeito à mistura. Por esta razão são bastante empregados em locais onde o grau de mistura é mais importante que a transferência do oxigênio, como tanques de armazenamento do afluente (tanques de equalização), caixas de areia aeradas, tanques de floculação e canais, onde evitam a geração de odores e reduzem o assoreamento por deposição de partículas em suspensão.

Sua manutenção é simples e praticamente não são sujeitos a obstrução.

6.3.1.1.3 Suprimento de ar

O suprimento de ar para os difusores geralmente é efetuado por dispositivos tipo deslocamento positivo ou turbinas (“sopradores”; ver Figura 6-29).

Os primeiros são utilizados principalmente em instalações de grande porte (vazão de ar superior a 85 m^3/min) e sua pressão de saída situada na faixa de 48 kN/m^2 a 62 kN/m^2 (Metcalf &Eddy).

Para atender as diferentes necessidades operacionais do processo de lodos ativados, a vazão de ar deve variar em uma larga faixa enquanto as pressões variam em uma faixa relativamente estreita em

diferentes condições ambientais. Como os sopradores não são capazes de atender a variações muito amplas de vazão de ar, é necessário adotar uma estratégia adequada para dotar da necessária flexibilidade a instalação de suprimento de ar.

Figura 6-29 – Suprimento de ar: Turbinas e dispositivos de deslocamento positivo

Esta estratégia em geral inclui uma ou mais das seguintes providências:

- Uso de difusores com regulagem da vazão de ar;
- Instalação de mais de uma unidade para operação simultânea ou em escala;
- Estrangulamento ("*throttling*") da entrada de ar;
- Descarga para a atmosfera ou desvio de parte da vazão de ar;
- Acionadores de velocidade variável.

6.3.1.2Aeração mecânica

A aeração mecânica é feita por meio de aeradores superficiais que consistem em unidades acionadas por um motor elétrico que, com ou sem o emprego de um redutor de velocidade, faz girar um eixo vertical ou horizontal ligado a um dispositivo que agita a superfície do meio líquido. No caso do aerador de eixo horizontal, a agitação é promovida por palhetas parcialmente imersas no líquido. No caso do aerador de eixo vertical, de um rotor dotado de lâminas radias.

Figura 6-30 – Ação de um aerador mecânico

A agitação da superfície promovida pelo movimento das lâminas ou palhetas lança gotículas de líquido para a atmosfera e introduz pequenas bolhas de ar na massa líquida, aumentando a superfície de contato ar/líquido, o que força o oxigênio a se dissolver no líquido. A Figura 6-30 mostra um aerador mecânico de eixo vertical e ilustra sua ação.

Comparada à aeração por ar difuso, a aeração mecânica superficial oferece maior capacidade de mistura, capacidade esta que é diretamente proporcional à "densidade de potência", ou seja, à relação entre a potência fornecida aos aeradores e o volume do tanque onde estão instalados. A esse respeito a NBR 12.209 dispõe: "*A densidade de potência no tanque de aeração, dotado de equipamento de aeração superficial, deve ser igual ou superior a 10 W/m³. Valores menores devem ser justificados*".

Por outro lado, ainda comparada à aeração por ar difuso, a aeração mecânica apresenta menor capacidade de dissolução de oxigênio, ou seja, menor eficiência padrão.

Observação

Para aeradores mecânicos a eficiência padrão costuma ser referida à potência do motor elétrico que aciona o conjunto. Assim, ela é expressa em termos de massa de oxigênio transferida em condições padrão (água limpa ao nível do mar e 20º C) na unidade de tempo por unidade de potência do aerador (por exemplo, kg O₂/kWh ou kg O₂/HP.h) e se denomina "eficiência específica padrão".

Por se situarem fora do TA e não serem sujeitos a obstruções, aeradores mecânicos oferecem maior facilidade de manutenção e simplicidade de operação, vantagens que os fizeram dominar o mercado brasileiro por décadas até o surgimento dos difusores de membranas perfuradas, também de elevada eficiência e isentos dos problemas de obstrução dos difusores de placa porosa. Atualmente difusores de membranas têm sido preferidos aos mecânicos, especialmente para ETEs de grande porte.

Ao contrário da aeração por ar difuso, na qual o ar é distribuído por um grande número de difusores, a aeração mecânica é efetuada por um número bem menor de unidades. Como essas unidades são sujeitas a problemas eventuais de manutenção eletromecânica – principalmente as de baixa rotação dotadas de redutores de velocidade – um eventual problema eletromecânico que obrigue a paralisação temporária de uma destas unidades pode exercer um impacto severo sobre a capacidade total de suprimento de oxigênio do sistema. Por essa razão a NBR 12.209 dispõe que:

"*O número mínimo de aeradores superficiais, por tanque de aeração em processos contínuos, deve ser*:

- Dois para vazão média, por tanque de aeração, entre 20 L/s e 50 L/s;

- Três para vazão média, por tanque de aeração, superior a 50 L/s"

6.3.1.2.1 Aeradores de eixo horizontal

Os dispositivos de eixo horizontal, também conhecidos como aeradores tipo "gaiola", utilizados quase que exclusivamente nos tanques de aeração com formato "valo de oxidação", geram um fluxo líquido horizontal longitudinal no valo.

Figura 6-31 – Aerador mecânico de eixo horizontal

A Figura 6-31 mostra um aerador mecânico de eixo horizontal de grande porte, formado por duas unidades acopladas e instaladas em um valo de 3,5 m de profundidade. O valo que ilustra a Figura 6-31 representa uma exceção, pois como regra geral, os valos de oxidação de grande porte, em vez dos dispositivos de eixo horizontal, usam aeradores mecânicos superficiais de eixo vertical instalados junto e em frente das paredes divisórias (ver Figura 6-34 adiante). A imensa maioria dos aeradores de eixo horizontal é constituída por unidades de pequeno porte e baixa potência como a mostrada na Figura 6-32, instaladas em valos de oxidação de baixa capacidade e profundidade inferior a 2,0 m que recebem o efluente de redes de pequena extensão, como as de conjuntos habitacionais ou pequenas comunidades.

Figura 6-32 – Aerador eixo horizontal – Pequeno porte

Os rotores de eixo horizontal são acionados por motor elétrico acoplado a redutor de velocidade. A rotação do rotor se situa na faixa de 70 RPM a 110 RPM, seu diâmetro entre de 0,7 m e 1,20 m e o comprimento do eixo não deve exceder a 7,5 m, sendo geralmente bem menor que isto.

A eficiência específica padrão de aeradores de eixo horizontal varia na faixa de 1,2 kg O_2/kWh a 2 kg O_2/kWh (Von Sperling).

6.3.1.2.2 Aeradores de eixo vertical

Os dispositivos de eixo vertical podem ser classificados:

- Quanto à forma pela qual são instalados em:
  - Aeradores fixos; e
  - Aeradores flutuantes.
- Quanto à sua velocidade de rotação, em:
  - Aeradores de baixa rotação; e
  - Aeradores de alta rotação.

6.3.1.2.2.1 Aeradores Fixos

Aeradores fixos de eixo vertical são sempre de baixa rotação (40 RPM a 60 RPM), acionados por motores elétricos acoplados a redutores de velocidade com potência que pode chegar até 110 kW (150 HP). A Figura 6-33 mostra uma unidade de grande porte (120 HP) instalada na ETE Penha/RJ.

Os diâmetros de seus rotores variam na razão direta da potência que consomem e sua ação força o deslocamento do líquido do TA em fluxo superficial horizontal, radialmente ao eixo do rotor (ver Figura 6-30). São utilizados tanto em tanques convencionais quanto em valos de oxidação. Neste caso os valos geralmente são de grande porte e fluxo orbital (tipo "carrossel") e o aerador é instalado junto à(s) extremidade(s) da(s) parede(s) divisória(s) do valo (ver Figura 6-34).

Figura 6-33 – Aerador de eixo vertical de grande porte

Aeradores de eixo horizontal podem ser instalados em plataformas ou passarelas. No caso da instalação em passarelas, estas devem ser estruturalmente dimensionadas para suportar no mínimo quatro vezes o esforço máximo previsto considerando tanto o peso do conjunto quanto o torque a que será submetida, cujos valores normalmente são fornecidos pelo fabricante (MP8-WEF).

Devido a sua grande capacidade de homogeneização do meio líquido este tipo de aerador em geral é usado em tanques cuja relação comprimento/largura favorece o fluxo em mistura completa ou fluxo arbitrário (exceto no caso dos valos de oxidação, naturalmente). Quando se deseja utilizá-los em tanques cujo escoamento se aproxime do fluxo de pistão, além de apresentar maior relação comprimento/largura, o tanque deve ser subdividido em câmaras em série, instalando-se uma unidade de aeração mecânica em cada câmara.

Figura 6-34 – Aerador de eixo vertical em valo de grande porte

Quando instalados em tanques de grande profundidade (acima de 4,5 m; MP8-WEF), os aeradores de eixo vertical podem utilizar disciplinadores de fluxo que consistem em tubos cilíndricos verticais que se estendem desde logo abaixo do rotor do aerador até as proximidades do fundo do tanque (ver Figura 6-35). A função deste acessório é provocar um fluxo vertical ascendente em seu interior e descendente na parte externa que distribui por toda a profundidade do tanque o oxigênio dissolvido junto à superfície.

Figura 6-35 – Disciplinador de fluxo

Uma vantagem adicional dos aeradores superficiais fixos é a facilidade que oferecem para controlar o suprimento de oxigênio em função das necessidades do processo. Isto é feito fazendo variar a imersão das palhetas (o que, além de controlar a massa de oxigênio fornecida, faz variar a demanda de potência e, portanto, o consumo de energia) alterando o nível d'água no interior do reator biológico mediante o ajuste da posição do dispositivo de saída, que pode ser uma simples comporta ajustável (no caso de unidades de pequeno porte) até sofisticados vertedouros de crista dupla e altura variável (ver Figura 6-36).

Figura 6-36 – Vertedouro de crista dupla e altura variável

Por esta razão a NBR 12.209 dispõe que: "*Tanque de aeração com equipamento de aeração superficial, montado sobre suportes fixos, deve ter dispositivo que permita a variação da submergência do rotor de aeração*".

A eficiência específica padrão de aeradores mecânicos de eixo vertical se situa na faixa de 1,2 kg O_2/kWh a 2,7 kg O_2/kWh (0,9 kg O_2/HP.h a 2,1 kg O_2/HP.h; MP8-WEF).

6.3.1.2.2.2 Aeradores Flutuantes

Aeradores flutuantes podem ser de baixa ou alta rotação e são utilizados em lagoas aeradas e nos reatores biológicos do processo de lodos ativados em batelada.

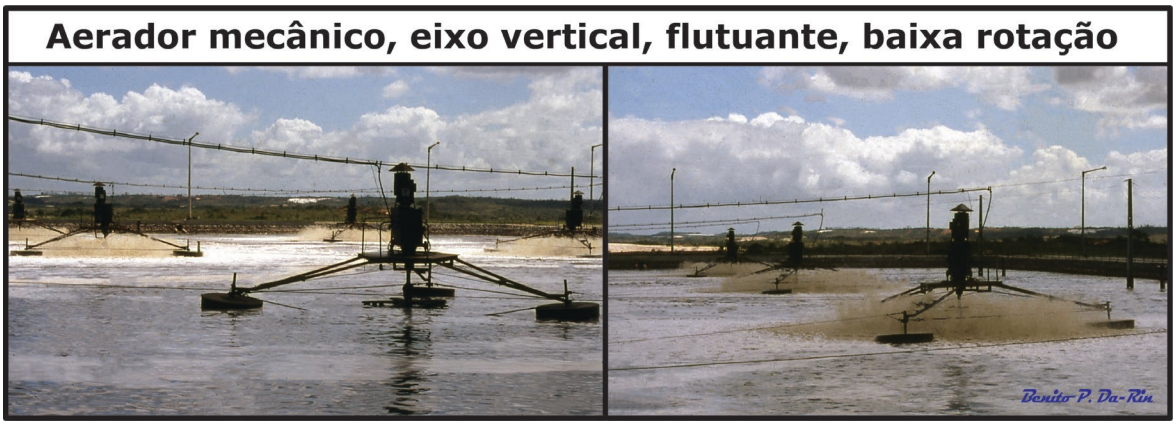


Figura 6-37 – Aerador flutuante de baixa rotação

As unidades flutuantes de baixa rotação (ver Figura 6-37) têm desempenho, funcionamento e eficiência específica padrão semelhantes ao das fixas. Já as de alta rotação têm um funcionamento análogo ao de uma bomba hidráulica de grande vazão e pequena altura manométrica. Seu rotor lança um jato de líquido para a atmosfera, onde se dispersa (ver Figura 6-38), aumentando a superfície de contato ar/líquido, o que facilita a dissolução do oxigênio.

Figura 6-38 – Aerador flutuante de alta rotação

Nessas unidades, também conhecidas como "aeradores tipo turbina", o motor elétrico, cuja potência pode chegar a 95 kW (ou 125 HP; MP8-WEF) é ligado diretamente a um rotor helicoidal parcialmente imerso que acompanha a rotação do eixo do motor, normalmente situada na faixa entre 500 RPM e 1400 RPM.

Esta configuração elimina o redutor de velocidade, componente dos aeradores mecânicos de eixo vertical que mais exige manutenção. Por outro lado, na faixa de rotações em que operam, variações de imersão do rotor, ainda que relativamente pequenas, podem fazer a demanda de energia variar em tal amplitude que force a elevação da corrente elétrica até um valor que venha a danificar ("queimar") o motor, o que impossibilita que este recurso venha a ser empregado para controlar o fornecimento de oxigênio. Neste caso este controle geralmente é feito ligando ou desligando uma ou mais unidades conforme variem as necessidades de oxigênio.

A eficiência específica padrão dos aeradores superficiais flutuantes de alta rotação varia na faixa de 1,2 kg O_2/kWh a 2 kg O_2/kWh (von Sperling).

6.3.1.3 Dispositivos híbridos

Dada a importância do dispositivo de fornecimento de oxigênio para o processo de lodos ativados e considerando a grande disseminação do processo, é natural que muitos pesquisadores – e, naturalmente, fabricantes de equipamento – tenham buscado soluções alternativas para os modelos convencionais, por vezes usando um sistema híbrido, ou seja, combinando as características dos aeradores por ar difuso com as dos aeradores superficiais. A grande maioria desses equipamentos são patenteados e nenhum deles teve grande aceitação comercial. Vejamos alguns exemplos com finalidade meramente ilustrativa.

Figura 6-39 Aeradores por aspiração

Um grupo destes dispositivos utiliza o gradiente de pressão gerado pela rotação de uma hélice para aspirar o ar e o movimento da hélice para dispersá-lo na forma de pequenas bolhas no interior da massa líquida. Desta forma, a rotação da hélice é responsável tanto pela homogeneização quanto pela liberação do ar. São os chamados "Aeradores por Aspiração" e dois modelos do mesmo fabricante. Instalados em um tanque de água limpa para demonstração em uma exposição de equipamentos, são mostrados na Figura 6-39.

A unidade da esquerda da figura dispõe de um eixo vertical, tubular, ligado a um motor elétrico. Em sua extremidade superior há uma abertura que se comunica com a atmosfera e, na inferior, um disco giratório provido de palhetas radiais. Estas palhetas são dotadas de pequenos orifícios na face oposta ao sentido de rotação do disco, orifícios estes que são ligados por minúsculas tubulações ao centro oco do eixo. O movimento giratório do disco acionado pelo motor elétrico provoca uma pressão negativa na face da palheta situada no sentido oposto ao movimento, onde estão os orifícios. Esta pressão aspira o ar atmosférico e, através dos orifícios, o libera na massa líquida sob a forma de bolhas que são "quebradas" pelo turbilhonamento causado pelo movimento das palhetas e difundidas no meio líquido, favorecendo a dissolução do oxigênio do ar nesse líquido. A unidade da direita, bastante semelhante a um motor de popa para pequenas embarcações, funciona segundo o mesmo princípio, porém em vez de um disco o eixo tubular suporta uma hélice na extremidade imersa. Os orifícios, por onde o ar aspirado e difundido no líquido, se situam nas pás da hélice, na face oposta ao sentido do movimento. Ambos os modelos podem ser montados em plataformas fixas ou flutuantes, neste último caso presas por cabos às paredes do reator biológico.

A figura mostra claramente as bolhas de ar sendo dispersadas no interior do líquido. A diferença entre os dois modelos é o tipo de fluxo que provocam no meio líquido. O de disco provoca um fluxo vertical e radial, enquanto o de hélice – cuja inclinação pode ser ajustada – provoca um fluxo horizontal e radial – o que faz com que o primeiro seja mais adequado para uso em tanques de aeração do tipo convencional e o segundo para reatores tipo valo de oxidação ou lagoas aeradas.

Figura 6-40 – Aerador tipo jato

A Figura 6-40, montada com fotos também obtidas em uma exposição de equipamentos, mostra dois modelos do aerador tipo jato. Estes dispositivos, instalados no fundo do tanque, combinam a ação de uma bomba hidráulica com difusão de ar. A bomba, de grande vazão e pequena altura monométrica montada no interior do dispositivo, suga o líquido pela base e o ejeta horizontalmente com grande velocidade através de um ou mais bocais de saída.

Estes bocais podem ser dispostos de modo a produzir um fluxo radial, como no dispositivo mostrado à esquerda da figura, ou longitudinal, como no da direita. O primeiro foi concebido para uso em tanques convencionais ou lagoas aeradas, o segundo para valos de oxidação.

A bomba neles instalada é de vazão constante. O controle do oxigênio é feito variando a vazão de ar que pode ser fornecido por sopradores que o distribuem entre as diversas unidades instaladas via tubulações, como no caso do dispositivo da esquerda da figura, ou sugado diretamente da atmosfera, como no dispositivo da direita. Neste último caso o ar penetra no tanque ou lagoa por tubulação vertical que aparece nitidamente na figura, cuja extremidade superior se situa acima do nível d'água e cuja extremidade inferior é ligada à garganta (ou seção estreita) de um dispositivo tipo venturi situado no interior do bocal. É a pressão negativa que se forma nesta garganta quando o líquido atravessa o venturi que suga o ar atmosférico e o difunde na massa líquida.

Aeradores tipo jato oferecem uma eficiência de transferência de oxigênio em condições padrão na faixa de 15% a 24%.

Finalmente, a Figura 6-41, ainda formada por fotos obtidas em uma exposição de equipamentos, mostra um aerador tipo disco poroso. Como se pode perceber na imagem da esquerda da figura, que mostra o disco imóvel mas alimentado com ar que flui pelo eixo vertical tubular, o dispositivo é formado por placas de material poroso presas a armação metálica, formando um disco oco, abaulado, que se deixa atravessar pelo ar, difundindo-o no meio líquido na forma de bolhas claramente visíveis nesta imagem. Um exame da imagem central, que mostra um detalhe do disco, ainda imóvel, e de seu reflexo no fundo espelhado do tanque usado na exposição, pode-se perceber que ambas as faces do disco são providas de aletas radiais cuja finalidade é homogeneizar o líquido. Na imagem da direita da figura, foto obtida com o disco girando, percebe-se que a capacidade de homogeneização dispositivo é tão grande e as bolhas geradas pelo disco poroso são tão minúsculas que não são perceptíveis isoladamente. Sabe-se que elas lá estão porque o líquido parece turvo.

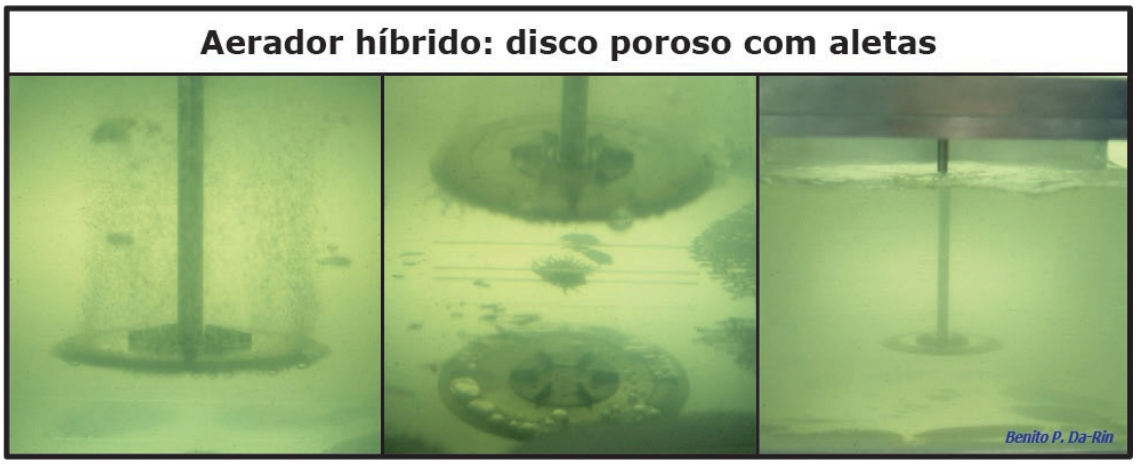


Figura 6-41 – Aerador tipo disco poroso

Um dispositivo híbrido como este une as vantagens da aeração mecânica (sua alta capacidade de mistura) com as da aeração por ar difuso (o pequeno diâmetro das bolhas por ele geradas oferece uma elevadíssima eficiência de transferência de oxigênio). Deveria, portanto, ser o dispositivo de aeração ideal. Não obstante isso o autor, que nesta altura da vida acumula mais de meio século de experiência no projeto e operação de ETEs, tendo visitado um incontável número de instalações espalhadas por todo o planeta, jamais viu uma única dessas unidades em operação efetiva. Talvez,

quem sabe, porque ao unir as vantagens dos dois sistemas, uniu igualmente as desvantagens, do que resultou uma unidade com alto risco de colmatação dos poros que exige frequentemente serviços de manutenção mecânica...

6.3.1.4 Transferência de Oxigênio

O oxigênio em sua forma molecular (O_2) apresenta grande solubilidade na água. O ar atmosférico é uma mistura de gases, da qual 21% são constituídos por oxigênio. Assim, sempre que o ar e certa massa de água estão em contato, há uma tendência natural de ocorrer uma transferência de oxigênio do ar para a massa líquida até que ser alcançada a concentração de saturação de oxigênio na água. Esta transferência se dá através da superfície de contato (ou interface) entre a água e o ar.

O fluxo da massa de oxigênio (massa de oxigênio transferida na unidade de tempo) é, portanto, diretamente proporcional à área da interface e à avidez da água por oxigênio. Que, por sua vez, é tanto maior quanto mais distante a concentração C_L de oxigênio dissolvido nessa água está da concentração de saturação de oxigênio, C_s., ou seja, quanto maior for a diferença entre essas duas concentrações, (C_s - C). Logo, pode-se afirmar que:

$$\frac{dM}{dt} = K_L . A . (C_s - C_L) \qquad \text{Equação 6-89}$$

Onde:

dM/dt: fluxo de massa de oxigênio transferida (kg O_2/h);

K_L: coeficiente de proporcionalidade (adimensional);

A: área da interface água/ar (m2);

C_s: concentração de saturação de oxigênio na temperatura da água (mg/L);

C_L: concentração de oxigênio dissolvido na água na temperatura vigente (mg/l).

Dividindo ambos os membros pelo volume da água para converter variação da massa em variação da concentração vem:

$$\frac{dM}{V . dt} = \frac{dC}{dt} = K_L . \frac{A}{V} . (C_s - C_L) \qquad \text{Equação 6-90}$$

Onde:

V: volume do reator (m^3);

... e os demais parâmetros já foram definidos.

Nos reatores biológicos a interface água/ar é formada pela soma das superfícies de todas as bolhas de ar difundidas no interior do líquido e de todas as gotículas de água lançadas para a atmosfera – o que torna impossível determinar sua área **A**. Por esta razão, considerando-se que em um dado sistema formado pela água contida no tanque e pelo dispositivo de transferência de oxigênio nele utilizado (ou seja, em uma dada "condição de exposição") o produto da constante K_L pelo quociente da área **A** da interface pelo volume **V** do reator não deve variar, pode-se definir a constante "fator de exposição" K_{La} pela equação abaixo (Metcalf & Eddy):

$$K_{La} = K_L . \frac{A}{V} \qquad \text{Equação 6-91}$$

... cujo valor, inserido na Equação 6-90 resulta em:

$$\frac{dC}{dt} = K_{La} \cdot (C_s - C_L)$$ Equação 6-92

Observando a Equação 6-91 percebe-se que o valor de K_{La} exprime uma relação global que depende da área total da interface ar/água de um dado sistema, ou seja, do tamanho e volume das bolhas de ar e gotículas de água por onde se dá a transferência do oxigênio do ar para a água. E o responsável por estas características é o dispositivo de aeração utilizado.

O valor deste parâmetro é fundamental para caracterizar o equipamento, posto que dele depende a eficiência específica do dispositivo de aeração, ou seja, sua capacidade de transferir oxigênio para o líquido sob aeração. Sua determinação geralmente é feita pelo fabricante do equipamento.

A determinação do valor de K_{La} é padronizada pela ASCE (American Society of Civil Engineers, "*A Standard For The Measurement Of Oxygen Transfer In Clean Water*", 1984).

Esta padronização recomenda instalar o dispositivo a ser testado em um tanque com água limpa, ao nível do mar, com temperatura mantida em 20 ºC e da qual todo oxigênio dissolvido (OD) foi removido pela adição da quantidade necessária de sulfito de sódio. Neste tanque, instala-se medidores de OD em diversos pontos no interior do tanque (próximo à superfície, em meia profundidade e junto ao fundo em linhas verticais localizadas em determinados pontos no interior do tanque; o número mínimo de pontos e sua localização são especificados na descrição do procedimento padronizado). Isto feito, liga-se o dispositivo de aeração e passa-se a acompanhar a evolução ao longo do tempo do teor de OD em cada ponto, até que este teor atinja a saturação.

Com estes dados é possível estabelecer a variação do teor de OD ao longo do tempo e a massa de oxigênio transferida em diferentes concentrações C_L, o que permite determinar o valor de K_{La} (uma descrição detalhada do procedimento pode ser encontrada em Metcalf & Eddy, 1991). De posse deste valor o fabricante determina a eficiência padrão do dispositivo de aeração.

Para aeradores por ar difuso a eficiência padrão é expressa em termos da porcentagem do oxigênio fornecido que é efetivamente dissolvida em condições padrão. Os fabricantes do equipamento costumam fornecer uma tabela ou gráfico que correlaciona esta porcentagem com a profundidade na qual o difusor foi instalado.

Já para aeradores mecânicos, este valor costuma ser referido à potência do aerador, sendo expresso em termos de massa de oxigênio transferida em condições padrão pela unidade de potência do aerador (por exemplo, kg O_2/kWh ou kg O_2/HP.h) e se denomina eficiência **específica** padrão. Neste caso os fabricantes costumam fornecer uma tabela na qual consta a eficiência específica padrão de seus diversos modelos aeradores em função da profundidade e dimensões dos tanques onde serão instalados.

Porém o valor da eficiência sofre a influência de diversos fatores, como a temperatura do líquido, a pressão ambiente (ou seja, a altitude) as configurações do reator (formato, profundidade, etc.) e as características do líquido submetido à aeração (esgoto sanitário). Por esta razão a eficiência efetiva **e,** obtida no campo, ou seja, nas condições operacionais da ETE, costuma ser menor que e_0.

Então, conhecido o valor de e_0, para determinar a eficiência efetiva e do dispositivo de aeração, é preciso levar em conta essas influências e efetuar as devidas correções.

Em outras palavras: é preciso determinar o valor de um fator global de correção F_g que exprima a relação existente entre a eficiência padrão e a eficiência efetiva de tal forma que:

$$F_g = \frac{e}{e_0}$$ Equação 6-93

Portanto $\mathbf{F_g}$ deve refletir a ação combinada de todos os fatores de influência sobre e eficiência específica padrão. Vejamos como quantificar essas ações.

6.3.1.4.1 Teor de OD no Tanque de Aeração

Como vimos acima, a avidez da água pelo oxigênio depende da concentração de OD. Quanto menor a diferença entre a concentração efetivamente mantida no líquido e a concentração de saturação de oxigênio correspondente à temperatura **T** do líquido no TA, mais lentamente se dará a transferência de oxigênio do ar para a água.

Senão vejamos: seja $\mathbf{C_{sT}}$ a concentração de saturação de oxigênio em água limpa correspondente à temperatura **T** da água em um tanque de aeração no qual a concentração de OD é igual a $\mathbf{C_L}$. Neste caso, a eficiência de transferência de oxigênio para a água deste TA será diretamente proporcional à diferença ($\mathbf{C_{sT} - C_L}$).

Os valores possíveis de $\mathbf{C_{sT}}$, ou seja, as concentrações de saturação de oxigênio na água limpa para diferentes temperaturas, podem ser encontrados em tabelas disponíveis na literatura técnica pertinente. Metcalf & Eddy fornece tabelas com valores de concentração de saturação de OD em função da temperatura da água com diversas salinidades e sob diferentes pressões atmosféricas.

Como a determinação da eficiência específica padrão foi efetuada em um tanque com água limpa cuja temperatura é mantida em 20 ºC e da qual todo o oxigênio dissolvido foi removido (ou seja: $\mathbf{C_L}$=0), designando a concentração de saturação de OD na água limpa a 20 ºC de $\mathbf{C_{s20}}$, podemos afirmar que neste caso a eficiência de transferência de oxigênio nas condições padrão é proporcional à diferença ($\mathbf{C_{s20}}$ – 0), ou seja, ao próprio valor de $\mathbf{C_{s20}}$. Portanto, considerando apenas a influência da concentração de OD no TA, podemos afirmar que a relação entre a eficiência efetiva e a eficiência padrão pode ser expressa por:

$$\frac{e}{e_0} = \frac{(C_{sT} - C_L)}{C_{s20}} \qquad \text{Equação 6-94}$$

Nas tabelas acima citadas se pode constatar que a concentração de saturação de OD na água limpa (salinidade zero) ao nível do mar (pressão barométrica de 1 atm ou 760 mm Hg) e temperatura de 20 ºC corresponde a 9,08 mg O_2/L. Neste caso a Equação 6-94 fica:

$$\frac{e}{e_0} = \frac{(C_{sT} - C_L)}{9,08} \qquad \text{Equação 6-95}$$

6.3.1.4.2 Características do líquido e do TA

Fatores como as dimensões e geometria do tanque e o nível de homogeneização do líquido em seu interior exercem influência indireta na eficiência da transferência de oxigênio. Indireta porque sua ação se dá, na verdade, alterando a concentração de saturação $\mathbf{C_{sT}}$ correspondente à temperatura vigente no TA

Observação

Neste caso (e em mais alguns discutidos adiante) não é possível quantificar esse tipo de influência apelando para bases teóricas ou modelos matemáticos elaborados. O que se faz então é recorrer à experiência prática de mais de um século de uso de aeradores nas condições mais diversas e utilizar um critério empírico.

A influência das características do TA sobre a concentração de saturação na temperatura **T** vigente no tanque costuma ser expressa pelo fator de correção β (adimensional) definido pela equação:

$$\frac{C_{sTta}}{C_{sT}} = \beta \qquad \text{Equação 6-96}$$

Onde:

C_{sTta}: concentração de saturação na temperatura **T** considerando as características do TA.

... e os demais valores já foram definidos.

De acordo com Metcalf & Eddy a faixa de variação do valor de **β** é:

- Para aeradores de ar difuso: de 0,4 a 0,8;
- Para aeradores mecânicos: de 0,6 a 1,2.

Já as características do líquido sob aeração (esgoto sanitário ou despejo industrial) exercem influência direta sobre a eficiência da aeração. E também nesse caso há que recorrer à experiência e adotar um fator de correção adimensional geralmente denominado esgoto/água e designado por **α**. Sua influência pode ser expressa por:

$$\frac{e}{e_0} = \propto \qquad \text{Equação 6-97}$$

Ainda de acordo com Metcalf & Eddy a faixa de variação do valor de **α** se estende de 0.7 a 0.98 e usualmente adota-se para esgotos sanitários o valor de $\alpha = 0{,}95$.

6.3.1.4.3 Altitude

A altitude na qual a ETE é construída é outro parâmetro que exerce influência indireta sobre a eficiência de transferência de oxigênio através da modificação da concentração C_{sT}.

Isto porque a concentração de saturação na água varia com o gradiente de pressão entre ar e água e a pressão atmosférica decresce com o aumento da altitude. Neste caso é possível empregar uma técnica racional para a determinação do fator de correção f_H a ser adotado. Von Sperling, citando Qasim, fornece a seguinte expressão:

$$\frac{C_{sTalt}}{C_{sT}} = f_H = \left(1 - \frac{H}{9450}\right) \qquad \text{Equação 6-98}$$

Onde:

f_H: fator de correção de altitude (adimensional);

H: altitude do local da ETE (m);

C_{sTalt}: Concentração de saturação de OD na temperatura **T** e altitude **H** (adimensional);

.... e o valor remanescente já foi definido.

6.3.1.4.4 Temperatura

A temperatura exerce influência sobre a transferência de oxigênio de duas formas.

A primeira incide sobre a concentração de saturação, cujo valor varia com a temperatura. Esta influência já foi considerada na determinação de C_{sT} no Item 6.3.1.4.1.

A segunda incide diretamente sobre a eficiência de transferência de oxigênio já que o aumento da temperatura facilita a transposição da interface ar/água.

Esta última influência pode ser quantificada pela relação abaixo:

$$\frac{e}{e_0} = \theta^{(T-20)}$$ Equação 6-99

Onde:

θ: coeficiente de correção de temperatura (adimensional)

... e os demais valores já foram definidos.

O valor quase universalmente adotado para o coeficiente de correção de temperatura é **θ**=1,024.

Embora pareça paradoxal, as duas formas pela qual a variação da temperatura influencia a transferência de oxigênio resultam em tendências opostas, ou seja: à medida que cresce a temperatura, aumenta a facilidade de o oxigênio atravessar a interface (o que leva ao aumento da eficiência específica) enquanto a concentração de saturação do oxigênio na água diminui (o que leva à redução da eficiência específica). Esta peculiaridade deve ser considerada ao se determinar o valor do fator de correção global $\mathbf{F_g}$ como se verá a seguir.

6.3.1.4.5 Fator de correção global

O fator de correção global $\mathbf{F_g}$ pode ser obtido levando em conta a influência simultânea dos fatores de correção individual acima discutidos e considerando que alguns afetam o valor da concentração de saturação na temperatura correspondente ao líquido sob aeração (nominalmente, a altitude e as características do TA) e os demais afetam diretamente a eficiência específica.

Isto posto, o valor do coeficiente global de correção para as condições de campo $\mathbf{F_g}$ pode ser obtido pela relação:

$$\frac{e}{e_0} = F_g = \frac{(\beta . f_H . C_{sT} - C_L)}{9,08} . \propto . \theta^{(T-20)}$$ Equação 6-100

... cujos parâmetros já foram definidos.

Como se vê, o valor de $\mathbf{F_g}$ depende do valor de **T**, a temperatura vigente no TA. Considerando que, como se viu acima, a variação da temperatura exerce duas influências opostas sobre o coeficiente $\mathbf{F_g}$, é indispensável efetuar o cálculo de seu valor para ambas, que correspondem às condições extremas esperadas para a temperatura do líquido no TA, a média esperada para o verão, $\mathbf{T_v}$, e a média esperada para o inverno, $\mathbf{T_i}$. Disso resultam dois valores distintos de $\mathbf{F_g}$. Deve ser adotado aquele cujo resultado corresponde à situação mais desfavorável, ou seja, cujo valor numérico seja **menor** (porque dele resultará uma eficiência efetiva menor).

6.3.1.4.6 Dimensionamento do dispositivo de suprimento de ar

Os sistemas de aeração por ar difuso usam oxigênio do ar fornecido ao sistema de difusores por um dispositivo de suprimento de oxigênio tipo soprador ou, mais raramente, compressor, que insufla no interior do TA através dos difusores uma vazão de ar $\mathbf{Q_{ar}}$ (Nm³ ar/h).

O dimensionamento deste dispositivo depende da determinação da massa de ar a ser introduzida no TA na unidade de tempo, ou fluxo (de massa) de ar $\mathbf{F_{ar}}$ (kg ar/s) que é obtido pelo produto da massa de oxigênio necessária (corrigida para as condições de campo) $\mathbf{(MO_2/dt)_{campo}}$ pela porcentagem (em massa) de oxigênio no ar seco em condições padrão (20 ºC e nível do mar) que, segundo a literatura especializada, é de 23,19 % ou 0,2319 (adimensional).

Observação

Notar que neste caso se usa a porcentagem em massa; a porcentagem de oxigênio no ar em volume é de 21%.

O conhecimento do valor de F_{ar} permite também calcular a vazão de ar efetivamente insuflada no TA, (ou seja, a vazão de ar fornecida pelo dispositivo de suprimento de ar), posto que sendo massa específica do ar (nas condições padrão) ρ=1,225 kg/m^3, o valor da vazão Q_{ar} do ar insuflado no TA corresponde ao quociente entre o fluxo de massa de ar e essa massa específica, ou seja:

$$Q_{ar} = \frac{F_g}{\rho}$$ Equação 6-101

O cálculo da potência necessária para atender as condições operacionais é feito usando a expressão abaixo (Metcalf. & Eddy):

$$P = \frac{F_{ar}.R.T_e}{8,4051.Ef}\left[\left(\frac{p_s}{p_e}\right)^{0,283} - 1\right]$$ Equação 6-102

Onde:

P: Potência necessária (kW);

F_{ar}: Fluxo (de massa) de ar (kg ar/s);

R: Constante dos gases (R=8,314 J/ ºK.mol);

T_e: temperatura (absoluta) na entrada (ºK);

Ef: eficiência (mecânica) do dispositivo de suprimento de ar (adimensional);

p_s: pressão na saída;

p_e: pressão na entrada;

As pressões na entrada e na saída, **p_e** e **p_s**, podem ser expressas em quaisquer unidades de pressão, desde que se use as mesmas unidades para ambas.

A pressão na saída, **p_s**, pode ser calculada. Ela corresponde à soma da pressão atmosférica com a pressão exercida sobre os difusores pela coluna d'água mais as perdas (incluindo perdas de carga na tubulação, nos próprios difusores e as perdas internas no dispositivo de suprimento de ar e seu filtro, se houver). Porém, para um cálculo aproximado, é aceitável considerar que o total de perdas seja da ordem de 20% a 40% da pressão da coluna d'água (que corresponde à profundidade em que estão instalados os difusores).

A eficiência mecânica do dispositivo de suprimento de ar **Ef** varia na faixa de 70% a 90% ou 0,7 a 0,9 em valores adimensionais (Metcalf & Eddy).

6.3.1.4.7 Dimensionamento de sistemas de difusores

O dimensionamento de dispositivos de aeração por ar difuso consiste na determinação do número e disposição (arranjo em planta) dos difusores a serem instalados no TA.

O projetista, em função das características do processo, deve determinar previamente a massa de oxigênio a ser fornecida conforme descrito no Item 6.2.4.1, arbitrar a concentração de OD a ser

mantida no TA em condições de operação normal e conhecer as características do TA e dos difusores que serão utilizados.

As características do TA de interesse para o dimensionamento dos difusores e sua disposição no fundo da unidade são sua profundidade e demais dimensões, além da altura da coluna d'água que atuará sobre os difusores (ou seja, a profundidade em que as unidades serão instaladas). As referentes aos difusores são seu tipo, eficiência padrão em função da profundidade em que serão instalados, vazão de ar em condições operacionais normais e em solicitação máxima suportada por cada unidade, distância mínima entre as unidades, além de outros dados fornecidos pelo fabricante.

Com base nesses dados e em alguns parâmetros ambientais (altitude da ETE, temperatura ambiente no mês mais quente, e outros) o projetista pode calcular a vazão de ar a ser introduzida no TA (e, com ela, calcular o número de difusores) e a potência total **P a** ser fornecida aos sopradores.

Os dados básicos de projeto são, então, os seguintes:

Dados referentes ao processo:

- Massa de oxigênio necessária $\mathbf{MO_2/dt}$, conforme Item 6.2.4.1 (kg O_2/h));
- Concentração de OD no TA $\mathbf{C_L}$ (mg/L);
- Coluna d'água sobre os difusores **h** (m);
- Eficiência padrão dos difusores $\mathbf{e_0}$ (%);
- Eficiência (mecânica) do dispositivo de suprimento de ar para os difusores **E** (%).

Condições ambientais:

- Altitude **H** (m);
- Temperaturas esperadas no líquido do TA no verão, **Tv**, e no inverno, **Ti** (ºC);
- Temperatura ambiente no mês mais quente **Te** (ºC).

6.3.1.4.7.1 Exemplo

Dimensionamento de um sistema de aeração por ar difuso para dissolver 100 kg O_2/h e manter uma concentração de OD de 2 mg/L em um TA dotado de difusores situados sob uma coluna d'água de 5 m com uma eficiência padrão (sob essa coluna d'água) de 25% em uma ETE situada ao nível do mar na qual a temperatura ambiente em condições de verão é de 35 ºC e onde se esperam temperaturas do líquido no TA de 24 ºC no verão e 18 ºC no inverno, usando um soprador cuja eficiência mecânica é de 85%.

6.3.1.4.7.1.1 Fatores de correção

Todos os fatores são adimensionais.

Fatores arbitrados:

Correção de temperatura: $\boldsymbol{\theta}$=1,024 – faixa: [0,015 a 0,040];

Correção para as características do TA: $\boldsymbol{\beta}$=0,65 – faixa para ar difuso: [0,4 a 0,8];

Correção para as características do líquido: $\boldsymbol{\alpha}$=0,95 faixa: [0,70 a 0,98];

Fator calculado:

Correção para a altitude (Equação 6-98): $\mathbf{f_H} = 1$.

6.3.1.4.7.1.2 Concentrações de saturação de OD

Da literatura técnica:

No verão (@ 24 ºC): C_{sTv}=8,4 mg/L;

No inverno (@ 18 ºC): C_{sTi}=9,45 mg/L;

6.3.1.4.7.1.3 Fator de correção global

Usando a Equação 6-100, vem:

Para o verão: F_{gv}=0,398 (adimensional);

Para o inverno: F_{gi}=0,413 (adimensional);

Escolhendo o mais desfavorável (menor):

Fator de correção global a ser adotado F_g=0,398 (adimensional).

6.3.1.4.7.1.4 Cálculo da potência necessária

O cálculo da potência necessária depende dos seguintes parâmetros:

Dados de projeto

Coluna d'água sobre os difusores h=5 m);

Eficiência padrão do difusor (a 5m de profundidade) e_0=25%;

Pressão na entrada do dispositivo de suprimento de ar p_e=10,34 m.c.a (1 atm);

Eficiência mecânica do dispositivo de suprimento de ar E=85%;

Da literatura:

Massa específica do ar (nas condições padrão) ρ=1,225 kg/m^3;

Constante dos gases R=8,314 J/ ºK.mol;

Porcentagem (em massa) de O_2 no ar seco: M_{O2ar}=23,19%=0,2319 (adimensional)

6.3.1.4.7.1.5 Cálculos da vazão de ar insuflado e da potência do dispositivo de suprimento de ar

Eficiência dos difusores em condições de campo $e=e_0.F_g$=0,1 (adimensional);

Massa de O_2 efetivamente necessária: $(MO_2/dt)_{campo} = (MO_2/dt).e$=1004,9 kg O_2/h=0,279 kg O_2/s;

Fluxo (de massa) de ar fornecido: $F_{ar}=(MO_2/dt)_{campo} / M_{O2ar}$ = 4333,6 kg ar/h

Estimativa de perdas de carga no suprimento de ar: pd=0,3 h (30% de h)

Pressão na saída do dispositivo de suprimento de ar: $p_s=h+(1+pd).h =$

POTÊNCIA DO DISPOSITIVO DE SUPRIMENTO DE AR (Equação 6-102): P=63,86 kWh

VAZÃO TOTAL DE AR INSUFLADO NO TA (Equação 6-101): $Q_{ar}=F_g/\varrho$=3538 Nm^3/h

DE posse do valor de Q_{ar} e as características fornecidas pelos fabricantes dos difusores, como vazão de ar por unidade, distância mínima entre unidades e tubulações, o projetista elabora o arranjo dos difusores no interior do tanque.

6.3.1.4.8 Dimensionamento de aeradores superficiais

O dimensionamento de dispositivos de aeração mecânica superficial consiste na determinação do número e da potência individual dos dispositivos a serem instalados no TA.

Para isso o projetista deve conhecer a potência total P necessária para introduzir a massa de oxigênio a ser consumida no processo.

Os dados básicos de projeto são, então, os seguintes:

Dados referentes ao processo:

- Massa de oxigênio necessária $\mathbf{MO_2/dt}$, conforme Item 6.2.4.1 (kg O_2/h));
- Concentração de OD no TA $\mathbf{C_L}$ (mg/L);
- Eficiência padrão específica dos aeradores $\mathbf{e_0}$ (%);

Condições ambientais:

- Altitude **H** (m);
- Temperaturas esperadas no líquido do TA no verão, **Tv**, e no inverno, **Ti** (ºC);

6.3.1.4.8.1 Exemplo

Dimensionamento de um sistema de aeração mecânica superficial para dissolver 100 kg O_2/h e manter uma concentração de OD de 2 mg/L em um TA com profundidade de 5 m usando aeradores com uma eficiência específica padrão de 2 kg O_2/kWh em uma ETE situada ao nível do mar onde se esperam temperaturas do líquido no TA de 24 ºC no verão e 18 ºC no inverno.

6.3.1.4.8.1.1 Fatores de correção

Todos os fatores são adimensionais.

Fatores arbitrados:

Correção de temperatura: θ=1,024 – faixa: [0,015 a 0,040];

Correção para as características do TA: β=0,9 – faixa para aeração mecânica: [0,6 a 1,2];

Correção para as características do líquido: α=0,95 - faixa: [0,70 a 0,98];

Fator calculado:

Correção para a altitude (Equação 6-98): $f_H = 1$.

6.3.1.4.8.1.2 Concentrações de saturação de OD

Da literatura técnica:

No verão (@ 24 ºC): C_{sTv}=8,4 mg/L;

No inverno (@ 18 ºC): C_{sTi}=9,45 mg/L;

6.3.1.4.8.1.3 Fator de correção global

Usando a Equação 6-100, vem:

Para o verão: F_{gv}=0,640 (adimensional);

Para o inverno: F_{gi}=0,649 (adimensional);

Escolhendo o mais desfavorável (menor):

Fator de correção global F_g=0,649 (adimensional).

6.3.1.4.8.1.4 Cálculo da potência necessária

Dados de projeto

Eficiência específica padrão: e_0=2,0 kg O_2/kWh;

Eficiência específica em condições de campo: $e=F_g.e_0$=1,28 kg O_2/kWh;

Potência total dos aeradores mecânicos superficiais: $P=(MO_2/dt)/e$=78,2 kWh.

De posse do valor de P, das características geométricas do TA e da tabela fornecida pelo fabricante que lista os modelos de aeradores por ele fornecidos e suas características o projetista arbitra o número de unidades e elabora seu arranjo no interior do tanque.

6.3.2 A Elevatória de Lodo Ativado

Uma consulta ao Anexo 2 revelará que o instrumento mais eficaz – quando não o único – de que dispõe o operador para interferir no desempenho do processo de lodos ativados é atuar sobre o valor da vazão de retorno de lodo, **Qr**, recalcada pela elevatória de lodo ativado ELA. Não obstante, neste tópico não há muito o que dizer sobre ela.

Isso porque o projeto propriamente dito da elevatória de lodo ativado cabe aos profissionais da engenharia eletromecânica hidráulica pois, no que toca à ELA, as tarefas do engenheiro de processo, responsável por seu dimensionamento, se resumem a calcular as vazões e determinar o número e tipo de bombas.

Quanto ao cálculo das vazões, o estabelecimento do valor de projeto da vazão de recirculação **Qr** integra o dimensionamento do sistema de aeração, preferivelmente usando a análise do ponto de estado. Sobre ele, a NBR 12.209 dispõe que: "*O valor mínimo da relação de recirculação de lodo ativado, de decantadores secundários para reatores biológicos, deve ser tal que a concentração máxima de SST do lodo recirculado não exceda o valor de 10000mg/L*".

Mas este valor não é a vazão nominal da ELA, é apenas a base para seu cálculo. Pois, considerando sua importância para que o operador controle o processo, a ELA deve ser dotada de grande flexibilidade. Sua capacidade nominal, então, deve ser pelo menos o dobro da vazão **Qr** fornecida pelo projeto e o número de bombas deve ser tal que permita o funcionamento da ELA a plena carga com pelo menos uma unidade de reserva.

Quanto ao tipo de bomba, estabelece a NBR 12.209 que "*A escolha das bombas utilizadas nas diversas elevatórias de lodo da ETE deve levar em conta as características do lodo a recalcar, recomendando-se o uso das seguintes bombas: ... para bombeamento de lodo secundário: bombas centrífugas; de cavidade progressiva; do tipo parafuso*".

Dada a possível necessidade de variar a vazão recalcada pela ELA em uma ampla faixa, quando se adotam bombas centrífugas, é altamente recomendável que as bombas selecionadas sejam de vazão variável. Há diversos tipos de bombas centrífugas de vazão variável no mercado.

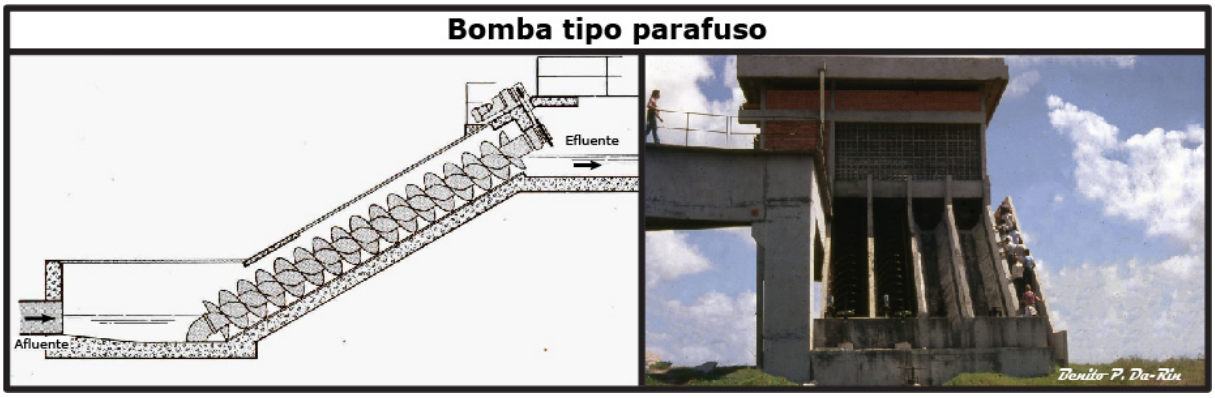


Figura 6-42 – Bomba tipo parafuso

Porém a ELA apresenta uma peculiaridade: exceto casos raríssimos, a altura manométrica a ser vencida é sempre muito baixa, com valor típico da ordem de 3 m. Assim sendo, na maioria dos casos as bombas de uma elevatória de lodos ativados se caracterizam pela necessidade de recalcar uma larga faixa de vazões para vencer uma altura manométrica relativamente baixa. Esta situação é

particularmente favorável a bombas do tipo parafuso ou "Parafuso de Arquimedes". Isto porque, ao contrário das bombas centrífugas, a variação da vazão exerce uma influência relativamente baixa sobre sua eficiência. A Figura 6-42 mostra o esquema e a foto de uma ELA que adota este tipo de bombas.

No mais, a NBR 12.209 faz ainda uma exigência no que toca à ELA: "*Exige-se que seja projetado dispositivo de medição da vazão de recirculação de lodo ativado*".

6.3.3 O Decantador Final

Como vimos no Item 6.2.5, o decantador final é uma unidade de fundamental importância tanto na de operação de ETES por Lodos Ativados quanto em seu dimensionamento e projeto, pois não são raros os casos de ETEs de lodos ativados que, quando a vazão afluente se aproxima do valor de projeto, sofrem uma significativa queda de desempenho devido a um decantador final mal dimensionado.

6.3.3.1 Formato e dimensões

Decantadores finais para lodos ativados podem ser circulares (Figura 6-43) ou retangulares (Figura 6-44). As unidades circulares são mais vantajosas do ponto de vista funcional, posto que são menos sujeitas a problemas mecânicos (comuns nos decantadores retangulares com raspadores de lodo acionado por correntes), mais simples de operar e mais eficientes. Já os retangulares oferecem melhor aproveitamento de área, fator importante em ETEs de grande porte quando a área disponível é escassa ou muito valorizada. Apesar disso, há algumas ETEs de porte médio a grande que usam decantadores circulares. No Brasil ainda são raros os decantadores finais retangulares para ativados.

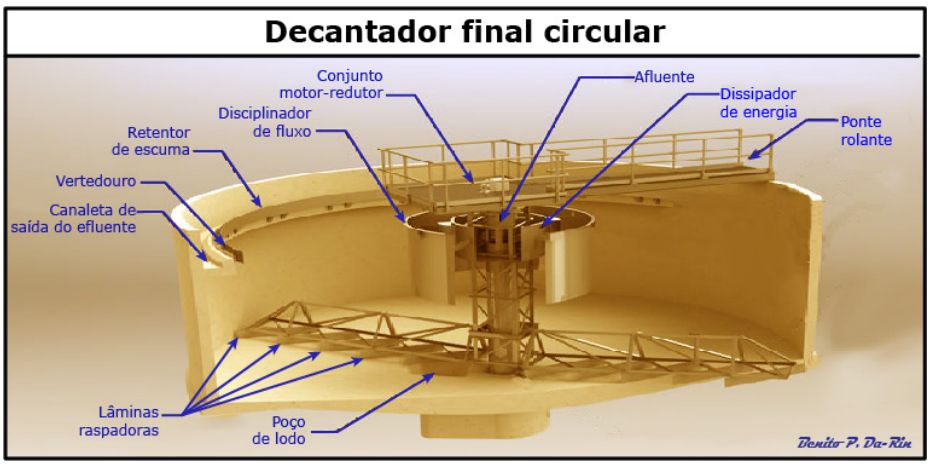


Figura 6-43 – Decantador final circular

Há unidades circulares com diâmetro na faixa de 3 m a 60 m, porém a faixa usual se situa entre 10 m e 40 m, com um raio preferivelmente não excedendo o quíntuplo da profundidade útil (Metcalf & Eddy). Embora existam unidades circulares com alimentação periférica, as com alimentação central são de longe as mais comuns.

Segundo Metcalf & Eddy, o comprimento de DFs retangulares deve estar compreendido em uma faixa de dez a quinze vezes sua profundidade, embora se tenha conhecimento de ETEs de grande porte que usam decantadores finais de até 90 m de comprimento com funcionamento satisfatório. Já a

NBR 12.209 determina que: "*para decantador retangular, a relação comprimento/profundidade mínima de água deve ser igual ou superior a 4:1; a relação largura/profundidade mínima de água deve ser igual ou superior a 2: 1; a relação comprimento/largura deve ser igual ou superior a 2: 1 e preferencialmente igual ou superiora 4: 1*".

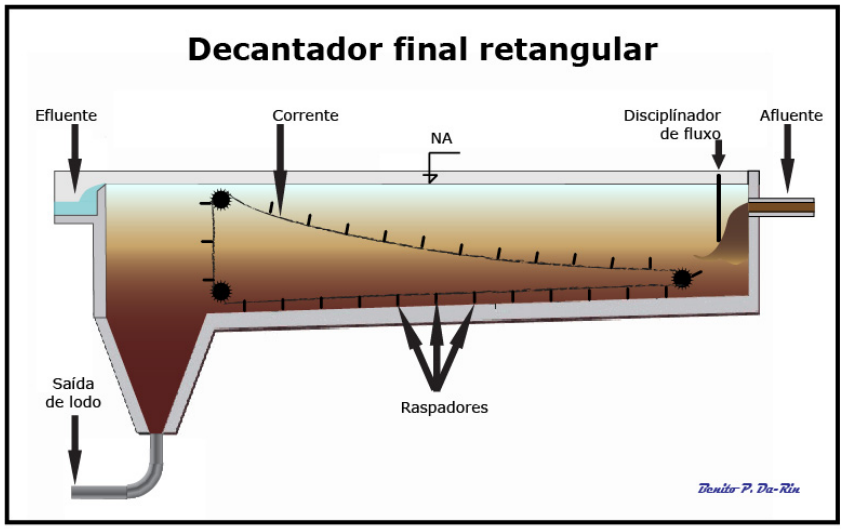


Figura 6-44 – Decantador final retangular

Na determinação das dimensões do DF deve-se cuidar para que a velocidade de escoamento longitudinal do líquido em seu interior não seja excessiva, o que pode promover o arraste do lodo já sedimentado. Por esta razão a NBR 12.209 determina que, em unidades com remoção mecanizada de lodo, *"para decantador secundário retangular, a velocidade de escoamento horizontal deve ser igual ou inferior a 20 mm/s*".

Considera-se a profundidade útil de um decantador final de lodos ativados, no caso de uma unidade circular, a profundidade do líquido junto à periferia do tanque e, no caso de unidade retangular, a profundidade do líquido junto à parede de menor altura (a de jusante ou a de montante). Segundo a NBR 12,209 "*a profundidade mínima de água no decantador deve ser igual ou superior a 3,5 m. Valores inferiores devem ser justificados*".

A profundidade exerce forte influência tanto sobre a eficiência de remoção de sólidos em suspensão do DF quanto sobre o adensamento do lodo. A tendência moderna tem sido aumentar a profundidade dos DFs e há registro de unidades com profundidades superiores a 6 m. As vantagens do uso de DFs profundos são maiores flexibilidade de operação e margem de segurança face a inesperadas mudanças dos parâmetros do sistema de aeração (Metcalf & Eddy).

Finalmente, quanto ao volume útil da unidade, a NBR 12.209 determina: "*considera-se o volume útil do decantador como o produto da área de decantação pela profundidade mínima de água*".

6.3.3.2 Distribuição do afluente e correntes de densidade

Em qualquer caso a distribuição do afluente na entrada da unidade é um fator crucial para seu bom funcionamento. Por essa razão a NBR 12.209 determina que "*a alimentação do esgoto ao decantador deve obedecer a uma repartição criteriosa do fluxo afluente, de forma a se garantir uma distribuição*

homogênea de vazão e evitar a formação de caminhos preferenciais". Em decantadores circulares isto é feito descarregando o afluente no centro da unidade, em uma câmara situada no interior de um compartimento cilíndrico sem fundo, o disciplinador de fluxo (ver Figura 6-43), cujo objetivo é dissipar a energia e dirigir o fluxo de líquido para baixo com o objetivo de impedir que o afluente flua preferencialmente pela superfície e se encaminhe diretamente para o vertedouro periférico. Este compartimento, que alguns autores denominam de "câmara de floculação", deve ter um diâmetro suficiente para reduzir o efeito denominado "corrente de densidade" (ver abaixo), podendo chegar a 25% do diâmetro do tanque, e sua borda inferior deve se situar acima da superfície do lençol de lodo (ver Anexo 2).

Há ocasiões em que, ao penetrar no DF e em virtude de sua maior densidade devida à diferença de temperatura, o afluente tende a dirigir-se para o fundo e por aí fluir rapidamente no sentido da periferia em um tipo de escoamento denominado "corrente de densidade". Esta corrente, ao alcançar a parede do DF onde se situa o vertedouro de saída, volta-se para cima e leva consigo o lodo sedimentado, permitindo que se evada com o efluente. Para evitar este inconveniente pode-se apelar para o uso de uma chicana inclinada para baixo em toda a periferia do tanque, abaixo do vertedouro de saída. Esta chicana, denominada "*Stamford baffle*", tem por objetivo encaminhar a corrente líquida ascendente de volta para o centro do tanque. Trata-se de um equipamento tão eficaz que muitas vezes a chicana é instalada em um decantador existente com o objetivo de eliminar a perda de sólidos devida às correntes de densidade (ver Figura 6-45, adaptada de foto obtida do material de publicidade do fornecedor, Fiberglass Fabricators Inc).

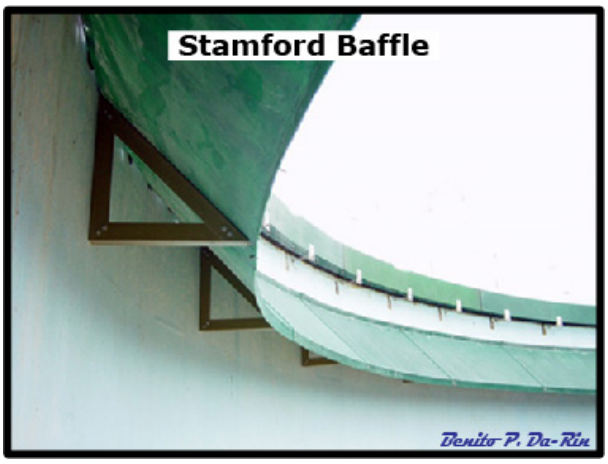


Figura 6-45 – "*Stamford baffle*"

Nos decantadores circulares, uma solução alternativa para este problema é a adoção de uma canaleta parcialmente submersa instalada no interior do tanque, à uma distância do centro de 2/3 a 3/4 do raio do tanque, fora da zona de influência das correntes de densidade (Metcalf & Eddy). Geralmente esta canaleta é dotada de vertedouros em ambas as cristas (ver Figura 6-46), o que oferece ainda a vantagem de aumentar significativamente o comprimento linear do vertedouro de saída do efluente, reduzindo a variação da lâmina d'água sobre ele (ver Item 6.3.3.5 adiante). [A evidente presença de algas na superfície do decantador da Figura 6-46 é mencionada no Item 6.3.3.4).

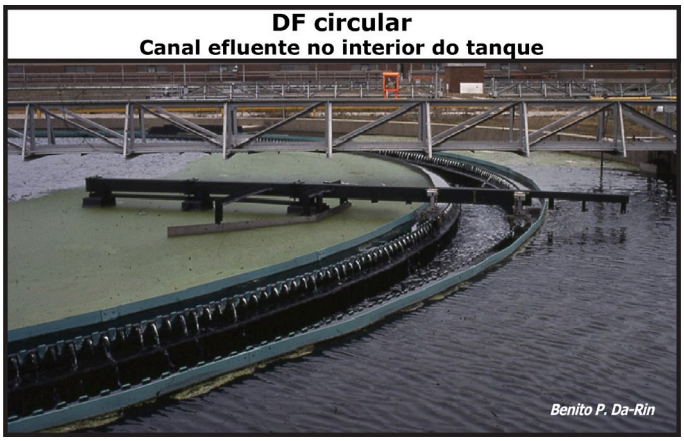


Figura 6-46 – DF Circular - Vertedouro de crista dupla

Também os decantadores retangulares devem ser concebidos de forma a que o afluente seja distribuído o mais homogeneamente possível na cabeceira do tanque visando não provocar velocidades excessivas de deslocamento do líquido. Por essa razão, referindo-se à introdução do afluente no DF, dispõe a NBR 12.209 que "*no caso de decantador retangular, esta distribuição homogênea pode ser obtida através de múltiplas entradas e anteparo; no caso de decantador circular, o esgoto afluente deve adentrar na unidade através de defletor central, concêntrico ao decantador, com submergência mínima de 0,80m*".

6.3.3.3 Raspagem e remoção do lodo

Nas unidades circulares a remoção de lodo é feita mediante a utilização de um mecanismo giratório que: 1) raspa o fundo do decantador, encaminhando o lodo para um poço central de onde é levado para fora da unidade; ou 2) suga o lodo diretamente do fundo, geralmente por diferença de pressão hidrostática, e o encaminha para a ELA. Neste último caso a NBR 12.209 determina que "*decantador secundário, com remoção de lodo por sucção, deve ter o fundo horizontal*". Já no caso dos raspadores, a norma dispõe que "*para decantador circular, a declividade do fundo do tanque deve ser igual ou superior a 1 :12*". A Figura 6-47 mostra a foto e o diagrama de um DF circular com remoção de lodo por sifão.

Figura 6-47 - DF Circular - Remoção de lodo por sifão

Nas unidades circulares, tanto os dispositivos de sucção quanto os de raspagem podem ser presos à coluna central giratória ou suportados por ponte rolante como no caso da Figura 6-47..

Há raspadores de três tipos: lâminas múltiplas retas, lâminas múltiplas curvas e lâmina única curva de ângulo variável. A Figura 6-48 mostra, na imagem da esquerda, um diagrama esquemático e nas duas imagens restantes os dois tipos de raspadores de lâmina curva. O raspador de lâminas retas pode ser visto na Figura 6-43.

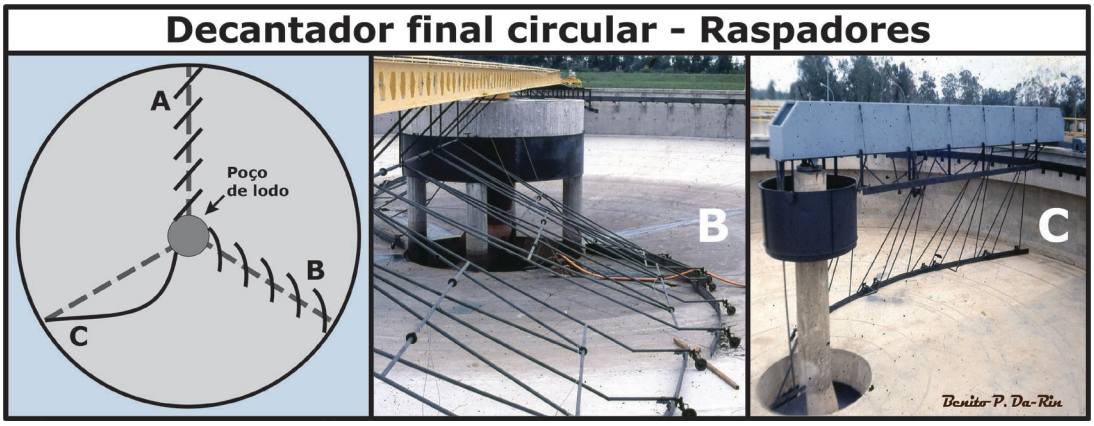


Figura 6-48 – Decantador final circular - Raspadores

Também nas unidades retangulares a remoção do lodo pode ser feita tanto por raspadores de fundo acionados com correntes ou presos a uma ponte rolante. Para decantadores finais os raspadores de fundo são de longe os mais comuns. Neste caso, se a largura do tanque exceder a 6 m, recomenda-se o uso de unidades múltiplas em paralelo até uma largura total que não deve ser superior a 24 m.

Figura 6-49 – Decantador final retangular - raspadores

Em geral o mecanismo de raspagem do fundo de decantadores finais retangulares encaminha o lodo para um poço situado em uma das extremidades do tanque, de onde é removido. A exceção corre por conta das unidades demasiadamente longas, nas quais se usam dois raspadores de fundo em oposição, que fazem o lodo convergir para um poço situado no centro do decantador, de onde é removido (Metcalf & Eddy). Esta, no entanto, não é uma configuração comum.

Nos decantadores retangulares com raspadores acionados por corrente, o lodo pode ser arrastado de jusante para montante (concorrente) ou no sentido oposto contracorrente), como mostrado na Figura 6-44 – e o poço, naturalmente, se situa na extremidade para onde o lodo é encaminhado. A configuração em contracorrente é a mais comum, porém a menos indicada. Ao que parece ela se disseminou por ser tradicionalmente empregada nos decantadores primários retangulares, onde de

fato é a mais eficiente porque as partículas sólidas de maiores dimensões que predominam no lodo primário tendem a sedimentar tão logo ingressam no tanque.

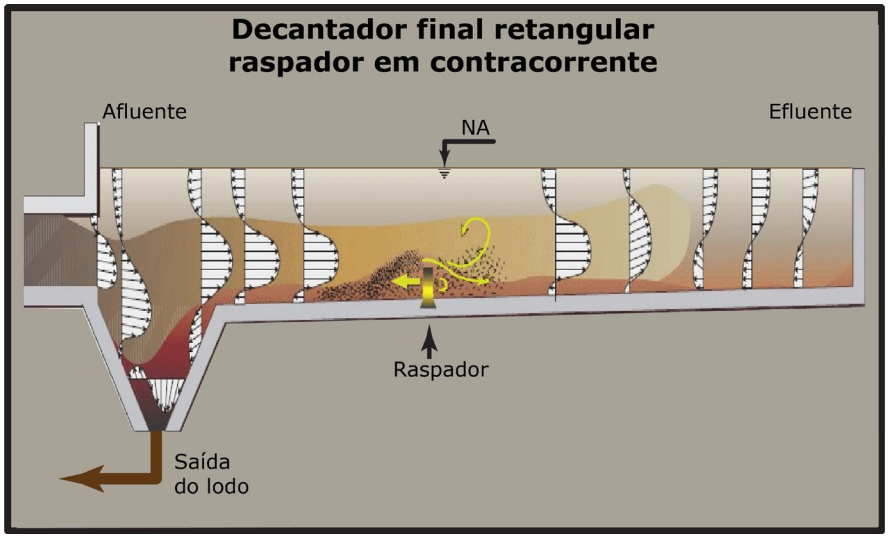


Figura 6-50 – DF Retangular – Raspador em contracorrente

Assim, um poço grande situado logo na entrada do DP é mais conveniente porque o lodo pesado nele capturado não precisa ser movido por longas distâncias pelos raspadores. Porém o lodo ativado, menos denso e em maior concentração, sedimenta de acordo com a sedimentação zonal, na qual o material sedimentado se aloja em um lençol de lodo (ver Anexo 2) que se distribui quase que homogeneamente por todo o fundo do DF. Em uma configuração como essa, como se percebe examinando a Figura 6-50, caso os raspadores se movam no sentido contracorrente, este movimento tende a elevar o lençol de lodo junto ao fundo provocando uma movimentação inconveniente do líquido que tende a perturbar o lençol de lodo – e quanto mais altas forem as lâminas raspadoras, mais pronunciado será este efeito (ver exemplos na página "Sludge Scrapers" em "**Final clarifier design and operation**" de Petr Grau, versão de divulgação da Aquanova International Ltda em "http://www.aquanova.cz/", de onde foi adaptada a Figura 6-50). Neste caso o poço, se houver, deve se situar na extremidade de jusante e os raspadores devem mover-se junto ao fundo de montante para jusante, provocando menor turbulência e aproveitando o movimento do líquido para facilitar o deslocamento do lodo do fundo para o poço situado à jusante.

A locução "se houver" do parágrafo anterior se justifica porque recentemente muitos decantadores finais retangulares têm adotado o fundo plano, dispensando completamente o poço de lodo. Na verdade, alguns decantadores de grande porte construídos originalmente com poço de lodo foram reformados para eliminá-lo (Grau, P., Aquanova International). Decantadores finais retangulares de fundo plano usam raspadores ou dispositivos similares (neste caso, patenteados por fabricantes como Zickert, Dewa e Finnchain) e a remoção de lodo é feita por um sifão localizado na extremidade de jusante. A Figura 6-51, adaptada de material de divulgação de Zickert – Nordic Water Products, mostra, na imagem da direita, um diagrama esquemático do sifão e na da esquerda um DF existente, vazio, onde se vê o sifão e o dispositivo de raspagem de lodo, patenteado, formado por um conjunto de peças móveis acionadas por um sistema hidráulico. O perfil destas peças é concebido de tal forma que suas faces voltadas para o dispositivo de sucção são côncavas, o que faz com que, quando o conjunto se desloca neste sentido, o lodo seja "empurrado" para a frente, enquanto do lado oposto há uma superfície de formato hidrodinâmico que, quando o conjunto se move no sentido oposto,

praticamente não perturba o lodo do fundo. Este tipo de dispositivo apresenta a vantagem de dispensar as caras e frágeis correntes, um componente que costuma exigir frequentes reparos mecânicos.

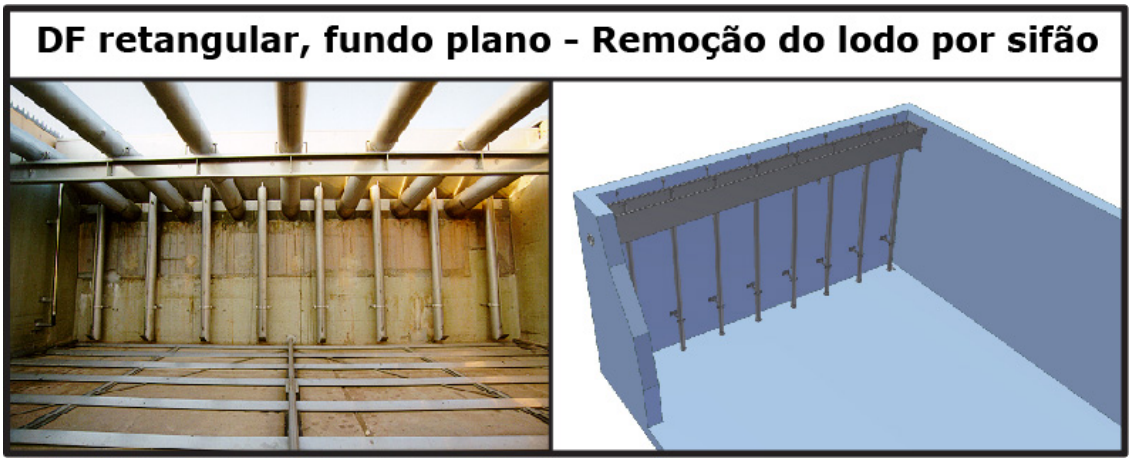


Figura 6-51 – DF retangular, fundo plano, sem poço – Remoção de lodo por sifão

A NBR 12.209, no tópico relativo à remoção de lodo de decantadores finais (aos quais por vezes se refere por "decantadores secundários"), dispõe:

- "*o dispositivo de remoção do lodo, no caso de decantador retangular, pode ser constituído de ponte rolante ou sistema de correntes e lâminas raspadoras; no caso de decantador circular, por braços raspadores acionados de tração central ou periférica";*
- *"os dispositivos de remoção do lodo devem ser constituídos de materiais resistentes à corrosão e abrasão, com qualidade igual ou superior ao aço-carbono ASTM A 36 com revestimento adequado";*
- *"o dispositivo de remoção do lodo deve ter velocidade igual ou inferior a 20 mm/s no caso de decantador retangular, e velocidade periférica igual ou inferior a 40 mm/s no caso de decantador circular";*
- *"A remoção de lodo do fundo do decantador secundário final por pressão hidrostática ou sucção deve ser feita de modo a permitir a observação e controle de lodo removido*".

6.3.3.4 Remoção do efluente e retentores de escuma

Seja no caso de DFs circulares seja no de retangulares, na maioria das vezes o efluente é removido da unidade vertendo para canaletas situadas junto à sua borda. No caso das unidades circulares essa canaleta geralmente se situa na periferia da unidade e nas retangulares ocupa toda a extensão da parede de jusante. Em ambos os casos o líquido verte do tanque para a canaleta de saída por sobre vertedouros em "V" instalados ao longo de toda a canaleta (veja detalhe do vertedouro na imagem da esquerda da Figura 6-52 e na Figura 6-54).

Ocorre que nem sempre a extensão da borda dos DF circulares ou da parede de jusante dos retangulares é suficiente. Isto porque, com o objetivo de reduzir a velocidade de escoamento do líquido ao se encaminhar para a saída, a taxa de escoamento sobre o vertedouro é limitada, já que

velocidades muito elevadas podem provocar o arraste do lodo sedimentado. Por esta razão A NBR 12.209 estabelece que "***A*** *taxa de escoamento, através do vertedor de saída do decantador final, deve ser igual ou inferior a 290 m³/m.d de vertedor*". E, caso esta condição não venha a ser satisfeita, a única solução possível é aumentar a extensão linear do vertedouro de saída.

Figura 6-52 – Vertedouro de saída

Nos decantadores circulares pode-se atingir este objetivo deslocando o vertedouro da borda para o interior do tanque. Neste caso o efluente verte para uma canaleta semisubmersa instalada em um ponto situado entre 2/3 e 3/4 do raio do DF com vertedouros em ambas as bordas (ver Figura 6-46 e Figura 6-52; note que na imagem da esquerda desta última aparece também o dispositivo de remoção de lodo por sifão).

Figura 6-53 – DF retangular com canaletas de saída e remoção de lodo por sifão

Nas unidades retangulares em geral usa-se mais de uma dessas canaletas perpendiculares à parede de jusante, como se pode perceber examinando a Figura 6-53, onde se vê ainda um dispositivo de remoção de lodo – também patenteado – que adota sifões montados em estrutura móvel flutuante.

Em muitos decantadores finais são instalados dispositivos retentores de escuma antes dos vertedouros. Estes dispositivos consistem de uma placa defletora situada próxima ao vertedouro de saída que sobressai de 10 cm a 20 cm acima do nível d'água e mergulha cerca de 20 cm a 30 cm

abaixo dele, de forma que o líquido que se dirige ao vertedouro passa por baixo do retentor, enquanto a escuma fica retida por ele na superfície (ver Figura 6-54).

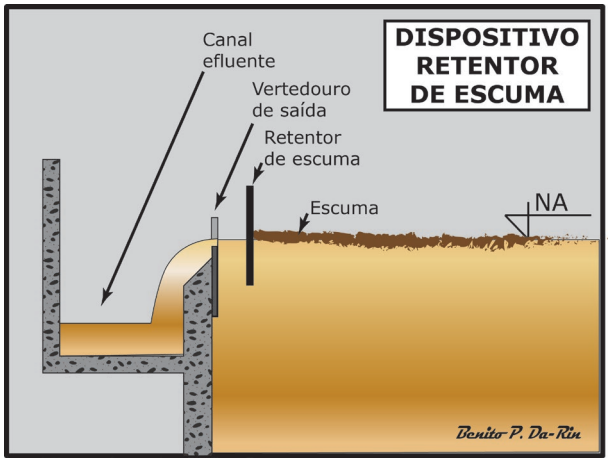


Figura 6-54 – Retentor de escuma

À exemplo da remoção de lodo em contracorrente, também o emprego dos retentores de escuma nos DF se deve ao fato de serem costumeiramente usados nos decantadores primários. E, ainda neste caso, sua utilização faz todo o sentido nos DP, onde é indispensável remover os materiais flutuantes e matérias graxas trazidas com o esgoto bruto enquanto, no que toca aos decantadores finais, seu emprego é, no mínimo, controverso.

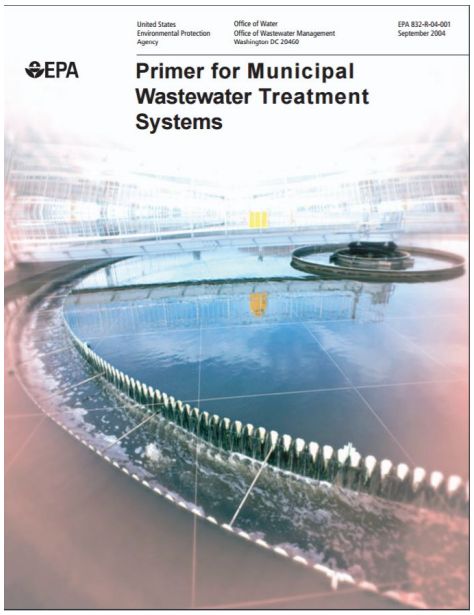


Figura 6-55 – Capa de publicação da US-EPA

Isto porque, após a remoção da escuma introduzida na ETE com o afluente no DP, não há mais sólidos flutuantes a remover posto que, em condições normais, eles não são gerados no processo biológico. Logo, a presença de sólidos na superfície do decantador final só pode ser fruto de alguma anormalidade como a geração de bolhas no fundo da unidade devido à presença de nitratos em condições anóxicas, massas de lodo arrastadas para a superfície em virtude de uma deficiência no dispositivo de remoção de lodo que faz com que o lodo permaneça no fundo da unidade por períodos

tão longos que entra em decomposição e flutua em virtude dos gases daí resultantes e outras causas igualmente fortuitas – como a insólita proliferação de algas ocorrida no DF exibido na Figura 6-46, tão intensa que fez com que as algas mortas formassem uma camada flutuante que ficou retida no interior do tanque pelo retentor de escuma e que pode ser percebida do lado esquerdo da foto).

Sendo assim, cabem duas observações. A primeira é que parece mais razoável eliminar a causa da anormalidade que instalar um equipamento destinado a remover os sólidos flutuantes dela resultantes. E a segunda é que, como esta presença de sólidos flutuantes na maioria dos casos é episódica e de curta duração, talvez seja melhor permitir que esta pequena quantidade de matéria em suspensão, quando ocorrer, se evada da unidade com seu efluente que retê-la na superfície do DF para então removê-la por meios mecânicos.

Petr Grau, na página "Sludge Scrapers" em "**Final clarifier design and operation**", versão de divulgação da Aquanova International Ltda citada anteriormente diz "… *é mais sensato verificar por que há demasiada escuma na superfície do decantador e só então tomar uma decisão que fazer o contrário. Em muitas instalações os retentores de escuma foram removidos e os operadores creem que há menor acúmulo de escuma e a qualidade do efluente melhorou. Em outras, foram instalados e não houve qualquer melhora. E, ainda em outras, os retentores existem desde o início da operação e os operadores estão satisfeitos com eles. Cada caso é um caso e uma recomendação universal é inútil*". Por esta razão, não deve causar surpresa aos que acham que retentores de escuma são obrigatórios nos decantadores finais o fato de que o decantador final que ilustra a capa do manual "**Primer for Municipal Wastewater Treatment System**", da conceituadíssima US-EPA, a agência de proteção ambiental americana, seja destituído de retentor de escuma como ilustra a Figura 6-55 (e aquela faixa radial na superfície líquida parece mas não é uma régua raspadora de escuma; examine bem a figura que perceberá que se trata do reflexo da passarela).

6.3.3.5 Controle do intumescimento do lodo

Os inconvenientes causados pelo intumescimento do lodo, fenômeno mais conhecido por sua designação em inglês, "*bulking*", foram mencionados no item 2.1.1 do Anexo 2. Aqui, vamos nos dedicar ao exame das técnicas disponíveis para seu controle – lembrando, entretanto, que a abordagem será necessariamente superficial, posto que o fenômeno é tão complexo que levou à publicação de um número incalculável de trabalhos técnicos, além de alguns livros – dos quais o mais conhecido (e recomendado) é o "**Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking, Foaming, and Other Solids Separation Problems**" de Jenkins, D., Richard, M.G. e Daigger, G.T. da Lewis Publishers, já em sua terceira edição (2003).

6.3.3.5.1 Causas

É grande a variedade de gêneros e espécies de microrganismos filamentosos que afetam a sedimentabilidade do lodo e diversas condições provocam de sua proliferação. Porém, em geral, diferentes causas do intumescimento do lodo estão associadas a organismos distintos. Nos próximos tópicos, sempre que possível, se buscará correlacionar as condições com os organismos por elas favorecidos. Desta forma, um exame microscópico do lodo intumescido que identifique os organismos filamentosos nele presentes pode fornecer uma boa indicação sobre a provável causa de sua proliferação.

6.3.3.5.1.1 Baixa concentração de OD

A baixa concentração de OD no reator biológico provocada pelo fornecimento insuficiente de oxigênio para consumir a carga orgânica afluente em geral provoca a proliferação dos filamentosos *S. Natans,* tipo 1701 e *H. Hidrossis*.

Infelizmente não há um valor limite abaixo do qual a concentração de OD pode ser considerada baixa a ponto de provocar o "intumescimento por DO insuficiente" ("*low DO bulking*", em inglês). Isto porque este limiar depende da disponibilidade de alimento no ambiente (ou do valor da relação alimento/microrganismos **U**). Quanto maior esta disponibilidade, mais rapidamente o oxigênio é consumido, dificultando sua penetração no do floco e fazendo com que seu interior se torne anaeróbio, o que afeta os organismos que aí se alojam. Portanto, quanto maior a disponibilidade de matéria orgânica (maior relação **U**), mais alta deve ser a concentração de OD no líquido para garantir a difusão de oxigênio até o âmago do floco.

Porém, de forma genérica, pode-se considerar que nas ETEs que recebem esgotos sanitários e operam com relações **U** de até 0,5 d^{-1} recomenda-se uma concentração de OD de 2,0 mg/L na zona do reator biológico onde é maior seu consumo (em geral junto à cabeceira). Instalações que recebem despejos industriais ou que operem com relações **U** mais elevadas exigem concentrações do OD superiores a 2,0 mg/L.

O controle deste tipo de intumescimento se faz seja aumentando a concentração de OD no interior do reator, seja aumentando a concentração **X** de lodo no seu interior, o que reduz a relação **U**.

6.3.3.5.1.2 Fluxo em Mistura Completa

Em reatores com escoamento tendendo ao fluxo de pistão forma-se junto à cabeceira uma região onde toda a carga afluente é fornecida apenas para os organismos ali situados. Nesta zona a relação **U** é mais elevada que no restante do reator, o que desfavorece a proliferação dos filamentosos. E, devido ao retorno de lodo ativado, esta zona é atravessada repetidamente pelos organismos. Assim, mesmo que haja a tendência de proliferação de filamentosos em outros pontos do reator, sua concentração jamais se elevará posto que os novos filamentos serão eliminados cada vez que atravessarem a zona de alta relação **U** (este, aliás, é o princípio que norteia o funcionamento dos seletores, discutidos no Item 6.2.7.

Já em tanques completamente misturados, sendo o meio homogeneizado, a carga orgânica afluente é rapidamente distribuída por toda a população contida no reator. Neste caso, não se formam zonas onde a concentração de substrato é mais elevada e, por isso, a relação **U** é a mesma em todo o volume do TA. E, não havendo zonas desfavoráveis à proliferação de filamentosos, o reator é particularmente vulnerável ao intumescimento devido à baixa disponibilidade de substrato ("*low F/M bulking*" em inglês).

Os organismos filamentosos que costumam proliferar nesta situação são: *Thiotrix I* e *II, Beggiatoa* spp., além dos tipos 021N e 0411.

O controle deste tipo de intumescimento pode ser alcançado aumentando o valor da relação **U**, o que faz crescer o valor de **X** no reator. Ocorre que isto nem sempre é viável em virtude da possibilidade de inibir a nitrificação e de afetar a qualidade do efluente da ETE. Neste caso pode-se recorrer a mudanças na rotina de operação ou no fluxo do esgoto nas unidades visando criar condições para a formação de zonas onde a relação **U** seja mais elevada ainda que por períodos limitados. Algumas possibilidades são: alimentação intermitente do reator, simulação da operação em batelada (quando

a ETE dispõe de mais de um TA) ou a criação de um compartimento de volume limitado na entrada do TA que funcionará como seletor (ver Item 6.2.7).

6.3.3.5.1.3 Septicidade do afluente

O recebimento de um afluente séptico também pode ser responsável pela proliferação de filamentosos, neste caso predominantemente *Nostocoida Limicola II* ou tipos 0092, 0914, 0581 e 0961.

A septicidade do afluente, que se manifesta mais frequentemente em regiões de clima quente, em geral é devida à permanência demasiadamente longa dos esgotos na rede, seja porque a ETE é alimentada intermitentemente, seja porque a vazão admitida, sendo mantida em um valor constante pela regulagem da vazão das bombas da elevatória de esgoto bruto, é inferior à vazão afluente à ETE nos horários de pico, retendo os esgotos na rede durante estes horários (às vezes por períodos bastante longos), escoando-a quando a vazão afluente se reduz.

Esgotos sépticos, caracterizados pelo odor desagradável devido à presença de ácido sulfídrico e pela coloração escura, quase negra, devida à precipitação de sulfetos, já foram parcialmente estabilizados pelos organismos anaeróbios na própria rede e uma fração de sua matéria orgânica foi convertida em ácidos voláteis de baixa massa molecular, como os ácidos acético e butírico, que favorecem a proliferação dos filamentosos acima citados.

A forma mais óbvia do controle deste tipo de intumescimento é a alteração do protocolo de bombeamento da elevatória de esgoto bruto de forma a reduzir ao mínimo o tempo de permanência do afluente na rede de esgotos.

Há ainda a possibilidade da septicidade ser gerada no interior da ETE, em geral em tanques de equalização, em decantadores nos quais o tempo de permanência é demasiadamente grande e em tubulações de retorno para a cabeceira da ETE da descarga de efluentes líquidos das unidades de tratamento de lodo. Nestes casos pode-se verificar o grau de septicidade mediante a determinação em laboratório da concentração de sulfetos que, para não favorecer a proliferação de filamentosos deve se manter inferior a 2 mg/L, e ácidos voláteis, que deve situar-se abaixo de 100 mg/L.

Nestes casos pode-se controlar o intumescimento aerando o afluente séptico (tomando-se as devidas precauções para evitar a liberação de gás sulfídrico, que além de exalar seu odor nauseabundo característico, é altamente tóxico e pode se tornar corrosivo ao se converter em ácido sulfúrico), promovendo sua oxidação química mediante o uso de cloro, peróxido de hidrogênio (também conhecido por "água oxigenada") ou permanganato de potássio, ou ainda provocando sua precipitação química pela adição de cloreto férrico.

6.3.3.5.1.4 Escassez de nutrientes

Em instalações de tratamento de despejos industriais o intumescimento do lodo pode ser provocado pela presença insuficiente de nitrogênio, fósforo ou ambos, que favorece a proliferação de *Thiotrix I* e *II, N. Limicola* e tipo 021N. Evidentemente o intumescimento não é o único problema provocado pela falta de nutrientes. O próprio tratamento biológico pode ser inibido caso a relação DBO_5:P:N fuja da proporção adequada (100:5:1).

Uma forma expedita de verificar a carência de nitrogênio (em geral mais provável que a de fósforo) é através da determinação da concentração total de nitrogênio inorgânico (a soma das concentrações do elemento nitrogênio contido nos compostos inorgânicos presentes no esgoto, ou seja, nitratos, nitritos e amônia), cujo valor deve situar-se acima de 1 mg/L.

O controle deste tipo de intumescimento, evidentemente, consiste na adição de compostos de nitrogênio e/ou fósforo ao afluente.

6.3.3.5.1.5 Baixo pH

O pH no interior do reator biológico deve se situar na faixa entre 6,5 e 8,5. Valores inferiores a 6,5 favorecem o intumescimento, neste caso provocado pela proliferação de fungos filamentosos. Também nesta eventualidade o controle é evidente: a correção do pH no interior do reator biológico mediante a adição de um produto alcalino (geralmente cal).

6.3.3.5.2 Técnicas genéricas de controle

Felizmente a ocorrência do intumescimento do lodo não é um fenômeno frequente. Porém, quando se manifesta, é um pesadelo para o responsável pela operação.

Isto porque nem sempre é fácil identificar suas causas. Há casos, como os listados acima, em que esta identificação é feita com facilidade, as providências necessárias para seu controle são conhecidas e basta aplicá-las para resolver o problema. No entanto isto nem sempre é possível, principalmente quando a causa é externa, geralmente devida ao lançamento na rede contribuinte de determinados produtos químicos oriundos de instalações industriais.

Dois exemplos reais experimentados pelo autor podem ser citados. O primeiro ocorreu em uma ETE de lodos ativados de médio porte no Rio de Janeiro que, rotineiramente, gerava um efluente de qualidade excepcionalmente boa. No entanto, de tempos em tempos, sem qualquer causa aparente, manifestava-se um intenso fenômeno de intumescimento (o volume do lodo sedimentado em uma proveta de 1 L após 30 min. chegava a 980 ml) que deitava a perder a quase totalidade da biomassa contida no sistema – problema que era sanado por si mesmo após alguns dias. A equipe de operação foi orientada a observar quaisquer fatos que fugissem à rotina operacional e, ao longo do tempo, constatou-se que um forte odor de hidrocarbonetos exalava do afluente nas ocasiões que precediam o intumescimento. Iniciou-se então uma campanha de análises de amostras de esgotos coletadas em pontos de confluência de sub-bacias buscando localizar a fonte daquele composto. O que não foi simples porque, afinal, depois de longa investigação, revelou-se que a origem do problema era a de descarga na rede, por um curto período, de grande volume de solventes proveniente da lavagem de tanques em uma das indústrias de derivados de petróleo situadas na bacia contribuinte, operação executada em batelada que, propositalmente ou não (porém muito convenientemente), era realizada na referida indústria durante a madrugada. O problema resolveu-se intimando os responsáveis a executar pretratamento de todo resíduo industrial lançado na rede e instituindo-se uma campanha de fiscalização rotineira da qualidade deste efluente.

O segundo exemplo ocorreu em uma ETE de grande porte em São Paulo cuja rede contribuinte era muito extensa, cobrindo uma bacia onde havia grande número de indústrias de pequeno a médio porte. Neste caso o intumescimento iniciou-se subitamente e ocorreu por um período relativamente extenso, cessando quando presumivelmente a causa foi descontinuada. Uma detalhada investigação revelou que a causa mais provável seria o lançamento de um produto químico lançado na rede continuamente (ou seja, não originado de operações em batelada) por alguma indústria. Este lançamento perdurou por alguns meses até ser interrompido tão inopinadamente quanto se iniciou, o que não permitiu identificar sua origem devido à enorme extensão da rede. O problema, então, resolveu-se por si mesmo, mas enquanto persistiu trouxe grandes transtornos para a operação.

Em casos como estes é necessária a aplicação de algum meio alternativo de controle do intumescimento enquanto se procura identificar sua causa. Na maioria dos casos se recorre a um dentre os dois métodos abaixo descritos.

O primeiro consiste em melhorar a sedimentabilidade do lodo pela adição de coagulantes. Destes, os mais comuns são os polímeros. O tipo e dosagem de polímero são determinados por testes de laboratório e sua adição geralmente é feita na saída do reator biológico, ensejando sua homogeneização no trajeto até a entrada do DF. A adição de polímero não implica aumento na produção de excesso de lodo, porém pode ser bastante onerosa devido ao custo do produto.

Outros coagulantes eventualmente utilizados são compostos inorgânicos como cal ou cloreto férrico, cuja ação consiste em sobrestar a ação dos filamentos forçando a biomassa a flocular por meios químicos. Neste caso, entretanto, a produção de excesso de lodo pode aumentar significativamente.

O segundo método – e o de uso mais comum – é a cloração do lodo ativado (ou, eventualmente, porém menos frequentemente, a adição de peróxido de hidrogênio).

Como vimos no Item 6.2.7, a razão pela qual meios com baixa concentração de substrato favorecem o crescimento dos filamentosos em detrimento dos formadores de flocos é a maior relação superfície/massa das células dos primeiros. Como microrganismos se alimentam por osmose, um fenômeno de superfície, os filamentosos levam vantagem por poderem capturar proporcionalmente mais alimento que os formadores de flocos.

Pois bem: esta mesma razão permite eliminar os filamentosos sem afetar (ou afetando muito pouco) os formadores de flocos. Basta introduzir um biocida no meio. A maior relação superfície/massa de suas células dota os filamentosos de maior capacidade de absorver o biocida mesmo em baixa concentração. Desta forma, controlando cuidadosamente sua dosagem, consegue-se extinguir os filamentosos afetando muito pouco a população dos formadores de flocos.

Na imensa maioria das vezes o biocida escolhido é o cloro não somente devido a seu baixo custo como também ao fato de que, em muitos casos. os operadores de ETEs já dispõem de experiência em seu manuseio. Isto sem mencionar que em muitas ETEs ele já está disponível por ser usado nas unidades de desinfecção do efluente.

O cloro pode ser introduzido na forma gasosa ou como hipoclorito, mas sempre usando um dispositivo de dosagem (clorador) independente, de modo a permitir um cuidadoso controle da dosagem para não afetar a população dos formadores de flocos. Esta dosagem deve situar-se na faixa entre 1 kg de Cl/kg SSVTA.d a 10 kg de Cl/kg SSVTA.d (geralmente dosagens entre 2 kg de Cl/kg SSVTA.d a 4 kg de Cl/kg SSVTA.d são suficientes). No início da operação a dosagem de cloro deve ser baixa, aumentando paulatinamente até se mostrar adequada, tomando-se cuidado para não atingir uma dosagem excessiva – cujos sintomas são a queda da eficiência de remoção de DBO, presença de turbidez no efluente, aumento significativo da concentração de SST neste efluente e desaparecimento das formas de vida mais complexas da biota, como os protozoários.

O ponto onde o cloro será aplicado é um fator importante no controle do intumescimento. Nele, o lodo deve ser muito concentrado, a concentração da matéria orgânica trazida pelo afluente deve ser mínima para evitar a formação de produtos carcinogênicos, como cloraminas e o grau de turbulência do líquido deve ser elevado para facilitar a mistura. Em geral o ponto escolhido situa-se no retorno do lodo ativado (preferivelmente logo antes de uma curva da tubulação ou na voluta de uma das bombas da ELA), no centro do DF onde ingressa do afluente ou em uma tubulação independente, que remove o líquido em suspensão do TA, adiciona cloro e o devolve ao tanque. A configuração mais

comum é no retorno de lodo ativado (assim foi controlado com sucesso o intumescimento na ETE de do segundo exemplo acima citado enquanto a causa perdurou).

Deve se notar que o controle via biocida é um mero paliativo: reduz os sintomas, mas não elimina a causa. E se esta causa não for removida, o intumescimento retornará tão logo interrompida a adição de biocida. Não obstante, é um recurso indiscutivelmente valioso para manter a operação sob controle enquanto a causa do intumescimento não é identificada e eliminada.

6.3.3.6 Outras disposições da NBR 12.209

No que toca ao dimensionamento de decantadores finais a NBR 12.209 sugere que:

- "*O decantador secundário deve ser dimensionado para taxa de escoamento superficial igual ou inferior a*:
  - *28 m^3/m^2.d, quando a idade do lodo é inferior a 18 dias, ou a relação A/M é superior 0,15 kg DBO_5/kg SSVTA.d*;
  - *20 m3/m2.d, quando a idade do lodo é inferior a 18 dias, ou a relação A/M é superior a 0,15 DBO5/kg SSVTA.d e se tem remoção adicional de fósforo por adição de produto químico*;
  - *16 m3/m2.d, quando a idade do lodo aeróbia é superior a 18 dias, ou a relação A/M é inferior a 0, 15 kg DBO_5/kg SSVTA.d*.
- "*No decantador secundário, a taxa de aplicação de sólidos, deve ser igual ou inferior a 144 kg SS/m^2.d, quando a idade do lodo é inferior a 18 dias ou a relação A/M é superior a 0,15 kg DBO_5/kg SSVTA.d e igual ou inferior a 120 kg SS/m^2.d, quando a idade do lodo é superior a 18 dias ou a relação A/M é inferior a 0, 15 kg DBO_5/kg SSVTA.d*".
- "*No decantador secundário, o tempo de detenção hidráulica, relativo à vazão média, deve ser igual ou superior a 1 ,5 h*".

Estas disposições merecem algumas considerações pois, como se vê, a NBR estabelece valores limites tanto para a taxa de escoamento superficial quanto para a taxa de aplicação de sólidos e tempo de detenção hidráulica.

O que se segue é uma tradução livre (porém bastante fidedigna) de alguns trechos do excelente artigo "**Folkore in design of final settling tanks**" de Richard Dick, disponível na internet em:

<
http://www.aquanova.cz/Folklore%20in%20design%20of%20final%20settling%20tanks%20Richard%20I.%20Dick.pdf >

... cuja leitura integral recomendo veementemente àqueles que desejam se aventurar na difícil arte de projetar corretamente sistemas de aeração de lodos ativados que de fato funcionem. O trecho é longo, mas foi incluído aqui devido a sua imensa importância no que toca à escolha de procedimentos de dimensionamento de decantadores finais.

Vamos a ele:

"*As práticas convencionais de tratamento de esgotos surgiram como uma arte fruto da necessidade. Pois a necessidade do desenvolvimento de técnicas de controle da poluição antecedeu o domínio dos conceitos básicos de controle do desempenho das operações e processos unitários usados no tratamento dos esgotos. Forçados por esta condição, os pioneiros deste campo agiram da melhor*

forma que lhes foi possível, desenvolvendo técnicas sofisticadas de tratamento de esgotos por tentativa e erro e nelas introduzindo continuamente refinamentos à medida que eram concebidos.

"*Para permitir que práticas comprovadamente bem-sucedidas fossem usadas nos procedimentos de operação e projeto, aqueles pioneiros tentaram identificar parâmetros que pudessem representar razoavelmente o desempenho dos processos. Foram assim selecionados intuitiva ou empiricamente alguns parâmetros que, segundo se supunha, influenciavam o comportamento dos processos de tratamento. Uma exigência adicional era que esses parâmetros fossem facilmente mensuráveis. Na ausência do conhecimento dos fatores de controle do desempenho dos processos, tentava-se assim desenvolver um projeto razoavelmente satisfatório fazendo com que tais parâmetros assumissem os mesmos valores assumidos em processos de tratamento já em funcionamento e comprovadamente bem-sucedidos.*

"*Exemplos de tais parâmetros criados em bases empíricas ou intuitivas abundam no campo do tratamento de esgotos. Por exemplo: o uso da taxa de aplicação volumétrica de carga orgânica nos tanques de aeração é tecnicamente insustentável, mas historicamente foi muito útil. ... Muitos outros desses parâmetros estão ainda hoje incorporados aos critérios vigentes de projeto de estações de tratamento de esgotos.*

...

"*Durante muitas décadas tais parâmetros empíricos serviram como base de projetos e orientação para controle operacional de estações de tratamento de esgotos. Eles sobrevivem como tributo aos pioneiros que com eles realizaram seu trabalho. Entretanto, por não refletirem as relações fundamentais entre o desempenho dos processos e as cargas a que são submetidos, seu uso pode conduzir a um projeto antieconômico e à impossibilidade de um controle operacional eficaz.*

....

"*Infelizmente a tendência de se sentir seguro usando os velhos conhecidos parâmetros do passado faz com que professores, engenheiros de processo, fabricantes de equipamentos, operadores de instalações de tratamento e agências regulatórias relutem em abandonar os confortáveis parâmetros a que estão acostumados e substitui-los por outros menos familiares, menos testados (mas potencialmente mais úteis) gerados pela abordagem racional aplicada à análise do funcionamento de estações de tratamento de esgotos.*

...

"***O PAPEL DO DECANTADOR FINAL***

"*... o correto funcionamento do decantador final no processo dos lodos ativados é crucial para o desempenho global efetivo do processo. ... Seu desempenho como clarificador ... exerce um efeito direto sobre a qualidade do efluente. A concentração de DBO_5 solúvel no efluente de uma ETE por lodos ativados corretamente dimensionada geralmente é inferior a 5 mg/L. Assim, a maior contribuição para a DBO do efluente da ETE provém dos sólidos em suspensão que escapam com o efluente do decantador final.*

"*Um efeito adicional importante do funcionamento do decantador final na eficiência global da ETE é sua influência sobre a fase biológica do processo. Em um tanque de aeração de certo volume, a capacidade do processo de lodos ativados depende da concentração de sólidos em suspensão no lodo retornado do decantador final. Por conseguinte, o desempenho como espessador desta unidade é crucial para que seja alcançada a eficiência global desejada para a ETE.*

...

"*A adoção da taxa de escoamento superficial como parâmetro de dimensionamento do decantador final é uma boa escolha* **para a função de clarificação** [grifo do autor]*. No entanto o uso deste parâmetro para dimensionar um decantador final não assegura que o tanque cumpra sua função de espessamento.*

...

"*Teoricamente o volume ... de um tanque de sedimentação não é importante para a função de clarificação exceto no caso da sedimentação floculenta. ... Portanto,* **o tempo de detenção hidráulica não é um parâmetro razoável para o dimensionamento de decantadores finais** [grifo do autor].

...

"*Embora a adoção da taxa de aplicação de sólidos como um parâmetro relativo ao desempenho do decantador final como adensador seja lógica,* **o perigo desta abordagem consiste no estabelecimento de um limite para seu valor** *[grifo* do autor*] ... A carga de sólidos que pode ser absorvida por um decantador final depende tanto das características de sedimentabilidade do lodo quanto da forma pela qual a unidade é operada e um desempenho satisfatório pode ser alcançado em uma ampla gama de valores da taxa de aplicação de sólidos. ... Há estações de tratamento por lodos ativados que apresentam dificuldades para adensar lodo sob taxas de aplicação superficiais muito menores que ... 98 kg/m².d enquanto há outras que, ao contrário, apresentam bom desempenho sob taxas de aplicação de sólidos no decantador final de ... 390 kg/m².d ou superiores. Portanto parece indesejável tentar especificar uma taxa de aplicação de sólidos que represente um valor "típico" de projeto.*

...

"***PROJETO RACIONAL DE DECANTADORES FINAIS***

"... [atualmente] *a compreensão dos fundamentos teóricos do desempenho de decantadores finais avançou até um ponto no qual há vantagens em abandonar critérios empíricos* [no original: *"rule-of-thumb"*] *como método de dimensionamento e projeto destas unidades.*

...

"*Na medida em que se espera que os decantadores finais desempenhem o duplo papel de clarificadores do efluente e espessadores do lodo, parece razoável concluir que tanto a clarificação quanto o espessamento sejam levados em conta no projeto*."

Isto posto, voltemos à NBR 12.290 e seus limites impostos para as taxas de escoamento superficial e de aplicação de sólidos assim como para o tempo de detenção hidráulica que, de acordo com as bem fundamentadas razões de Dick acima expostas, não condizem com o conhecimento teórico moderno sobre o fenômeno da sedimentação zonal conforme exposto no Anexo 2.

O ponto principal a ser tomado em consideração é que uma norma não é um manual de projeto. Ela é fruto da experiência acumulada dos especialistas que a redigiram e seu objetivo principal é impedir que determinados princípios sejam violados. Por essa razão muitas de suas recomendações são acompanhadas do adendo "o uso de valores diferentes deve ser justificado". E, naquelas onde não consta o adendo, ele pode ser considerado implícito, já que cabe ao projetista a responsabilidade pelo desempenho de uma instalação – desde que ela venha a ser construída e operada de acordo com o projeto, naturalmente.

Portanto, caso venha a lhe caber a honrosa tarefa de dimensionar uma ETE por lodos ativados, não se atenha aos valores sugeridos na NBR 12.209. Use uma técnica de projeto baseada no conhecimento teórico da sedimentação zonal. O ideal seria utilizar a metodologia descrita no Anexo 2 para traçar a curvas de sedimentação com o lodo da ETE em diferentes diluições e, a partir delas, determinar a

curva do fluxo por gravidade que servirá de base para dimensionar as unidades através da análise do ponto de estado conforme exposto no Item 6.2.5.2. Mas, naturalmente, para isto é preciso dispor do lodo da ETE, o que só é possível em raras ocasiões (como no caso da ampliação de uma instalação existente, por exemplo).

Quando o lodo não está disponível, o que é o mais provável, procure usar o senso comum para, com base nas características da ETE e da variante empregada, arbitrar um valor viável para um dos índices de lodo citados no Item 2.2.1.1 do Anexo 2 e, usando as informações do Item 2.2.1.3.2 deste mesmo Anexo 2, escolher valores admissíveis para os parâmetros que permitam derivar uma curva do fluxo por gravidade aceitável para nela, então, aplicar a análise do ponto de estado como acima citado.

Caso não se sinta seguro ou com experiência suficiente para arbitrar valores e escolher parâmetros, sugiro consultar o "**Volume 4 – Lodos Ativados**" da série "**Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias**" de Marcos Von Sperling, publicado pela UFMG em 1997, onde o autor sugere uma técnica de projeto que, embora não empregue diretamente a análise do ponto de estado, se baseia em uma compilação de dados de diversos autores que levam em conta a teoria do fluxo de sólidos para oferecer um método de dimensionamento que leva em conta tanto a clarificação do efluente quanto o adensamento do lodo.

Dito isto, antes de dar a tarefa por cumprida, não esqueça de comparar os resultados de seu dimensionamento com as recomendações da NBR 12.209. Se forem compatíveis, excelente! Se não, mas não se afastarem muito dos valores recomendados e os desvios estiverem de acordo com o esperado, use seus conhecimentos para justificar tais valores no memorial de seu projeto. Porém, se estiverem muito afastados, convém então refazer seus cálculos.

É justamente para isto que serve a norma.

6.3.4 Principais variantes

O processo dos lodos ativados é dotado de grande flexibilidade. A idade do lodo **Oc** (ou a relação alimento/microrganismos **U**, posto que são parâmetros interdependentes como mostra a Equação 6-78 do Item 6.2.2.2.4) pode variar em uma ampla faixa e essa variação provoca mudanças radicais nas características do processo e em seu desempenho. É por essa razão que as recomendações de alguns Itens da NBR 12.209 para "*idade do lodo ... igual ou superior a 18 dias ou ... relação A/M ... igual ou inferior a 0,15 kg DBO_5/kg SSVTA.d*" são diferentes daquelas feitas para "*idade do lodo ... igual ou superior a 18 dias ou ... relação A/M ... igual ou inferior a 0,15 kg DBO_5/kg SSVTA.d*".

Mas não é só isso. Outros fatores de influência, como o grau de pretratamento do afluente ao TA, o tipo de aeração, o formato do tanque de aeração, o tipo de fluxo em seu interior, a eventual inclusão de reciclos internos e até mesmo os pontos nos quais o afluente e o lodo de retorno são introduzidos no reator biológico provocam alterações muito significativas nas características e no desempenho do processo.

Essas alterações podem se refletir na eficiência de remoção de carga orgânica ou de nutrientes, no consumo de oxigênio, na produção de excesso de lodo, na estabilidade do lodo gerado no processo e nos valores de diversos parâmetros. E, eventualmente, são tão importantes que chegam a fazer com que duas ETEs, ambas de lodos ativados, exibam características tão divergentes que parecem utilizar diferentes processos de tratamento.

O resultado prático disto são as chamadas "variantes do processo", ou seja, diferentes concepções do processo dos lodos ativados com características tão distintas que merecem uma classificação própria.

Embora essas variantes se baseiem nos mesmos princípios e utilizem os mesmos parâmetros de dimensionamento e controle (embora com valores diferentes), seus desempenhos podem variar bastante.

Vamos examinar sucintamente essas variantes, agrupadas de acordo com suas características mais relevantes.

6.3.4.1 Variantes convencionais

Diz-se que a variante é convencional quando ela conserva as características básicas das instalações pioneiras do processo de lodos ativados. Isso corresponde aproximadamente ao que a NBR 12.290 classifica como "de taxa convencional", ou seja, que adota idades do lodo na faixa de 2 a 4 dias o que, segundo a norma, corresponde a relações A/M na faixa de 0,2 kg DBO_5 aplicado/kg SSVTA.d a 0,7 kg DBO_5 aplicado/kg SSVTA.d (sempre lembrando que, para estabelecer a relação A/M, a NBR 12.209 considera a carga de DBO5 fornecida ao processo, não a nele consumida).

Embora modernamente existam muitos exemplos de ETEs convencionais com tanques retangulares e aeração mecânica, tipicamente o tanque de aeração adotado nesta variante é longo e estreito, o escoamento em seu interior se aproxima bastante do fluxo de pistão e a aeração é promovida por ar difuso. O afluente à ETE deve ser submetido a tratamento preliminar e primário antes de ser encaminhado ao TA, que recebe ainda o lodo ativado retornado do fundo do DF pela ELA. Em geral, o excesso de lodo gerado no processo é removido pela própria tubulação de retorno de lodo e encaminhado ao tratamento de lodo (ou, eventualmente, especialmente nas instalações mais antigas, para a entrada do Decantador Primário, onde sedimenta juntamente com o lodo primário). Um diagrama esquemático desta variante é exibido na Figura 6-56.

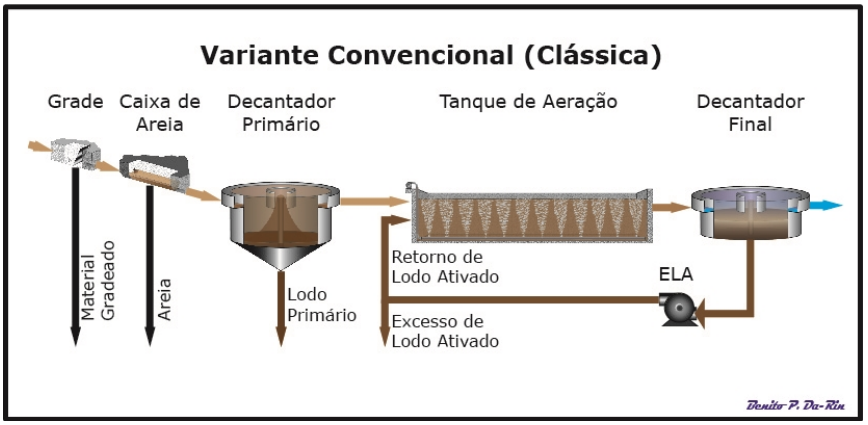


Figura 6-56 – Diagrama esquemático das variantes convencionais

Um reator com escoamento tendendo ao fluxo de pistão que recebe tanto o lodo de retorno quanto o afluente em sua cabeceira apresenta, junto à entrada, uma elevada concentração de matéria orgânica que vai se reduzindo à medida que o substrato é consumido ao longo do trajeto. Assim, na cabeceira do TA, a disponibilidade de substrato orgânico é muito elevada. Esta situação gera um ambiente hostil aos organismos filamentosos (ver Item 6.2.7), o que faz com que, na grande maioria das vezes,

o lodo gerado nos reatores biológicos de ETEs que adotam a variante convencional apresente boas condições de sedimentabilidade (ver Anexo 2).

Na faixa usual da idade do lodo da variante ETE convencional, dependendo do valor adotado e das condições climáticas locais, haverá ou não nitrificação. Eventualmente a nitrificação pode ocorrer apenas em alguns períodos quando a temperatura é mais elevada, mesmo quando não é desejada. Este é um ponto que merece atenção especial do projetista, particularmente no que concerne ao fornecimento de oxigênio e à possível ocorrência de desnitrificação no fundo do DF.

A variante convencional é usada predominantemente para tratamento de esgotos sanitários. Alterações na forma pela qual o afluente e o oxigênio são introduzidos no reator biológico permitem classificar as ETEs que usam esta variante em três grupos, ou "modificações" e a grande maioria das ETEs por lodos ativados em todo o mundo adotam uma delas. Vejamos suas características.

6.3.4.1.1 Variante convencional (clássica)

Esta modificação mantém praticamente todas as características das primeiras ETEs que adotaram o processo e seu diagrama esquemático é o exibido na Figura 6-56. Alcança uma eficiência de remoção de carga orgânica entre 85% e 90%, a aeração é feita tipicamente por ar difuso e o fornecimento de O_2 é homogêneo ao longo do TA. Em geral a concentração de SST no reator biológico, **X**, é mantida na faixa de 1.500 mg/L a 3.000 mg/L e a relação de recirculação **r** varia entre 0,25 e 0,5. O tempo de detenção hidráulica **t** nos TAs da variante convencional clássica varia na faixa de 4h a 8h.

Observação

Como é sabido, o tempo de detenção hidráulica t não é um parâmetro característico do processo e não deve ser usado para dimensionamento do reator biológico. Ele é fornecido aqui apenas para facilitar a comparação do volume relativo dos TAs das diferentes variantes ou modificações.

Pelas razões discutidas no Item 6.2.6.1 o fluxo de pistão torna as ETEs que empregam a variante convencional clássica suscetíveis a choques de carga (rápidas variações na vazão ou concentração de carga orgânica do afluente). Por esta razão ela é indicada para tratamento de esgoto sanitário, devendo-se evitar usá-la para o tratamento de despejos industriais muito concentrados.

Atualmente, em todo o mundo, há poucas ETEs que adotam a variante convencional clássica devido à facilidade em adaptá-las para operar de acordo com a modificação "aeração proporcional".

6.3.4.1.2 Aeração proporcional

A modificação "aeração proporcional" ("*tapered aeration*", em inglês) não altera significativamente as características da clássica visto se tratar apenas de um alvitre utilizado com o objetivo de poupar energia. Isto porque, como vimos no Item 6.2.6.1, as necessidades de oxigênio em reatores biológicos que adotam o fluxo de pistão são maiores na cabeceira do TA, onde ingressa a carga orgânica afluente, e decrescem à medida que a demanda de oxigênio vai sendo paulatinamente satisfeita durante o trajeto do líquido no tanque. Assim, caso se mantenha a distribuição homogênea de ar ao longo do TA, se o oxigênio fornecido junto à cabeceira for suficiente para prover as necessidades da biota, forçosamente será desnecessariamente alto junto à extremidade de jusante, o que implica desperdício de energia. Por esta razão passou-se a adotar a simples providência de ajustar a oferta de

oxigênio ao longo do tanque de acordo com a demanda. Como quase todas as ETEs da variante convencional utilizam aeração por ar difuso, isto pode ser feito regulando a abertura das válvulas que controlam a vazão de ar transportada pelos tubos individuais de alimentação dos difusores de modo que esta vazão diminua à medida que se caminha para jusante (o que pode ser feito, inclusive, em boa parte das ETEs existentes). Nas instalações mais recentes este efeito se consegue de forma mais eficaz espaçando os difusores à proporção que vai se aproximando da saída do TA, como mostrado na foto tomada a partir da cabeceira do tanque da Figura 6-57 (ETE Hyperion, CA, EUA).

Figura 6-57 – Aeração Proporcional – Tanque de Aeração

Evidentemente, não apenas o diagrama esquemático desta variante coincide com o da variante convencional clássica mostrado na Figura 6-56 como também todos os parâmetros citados para ambas as variantes são igualmente coincidentes.

Hoje em dia praticamente não há mais ETEs operando segundo a aeração convencional clássica, já que as eventualmente existentes foram adaptadas para fazê-lo de acordo com a aeração proporcional. Isto porque, além da redução dos custos operacionais devido ao menor consumo de energia, ela propicia ainda algum aumento da resistência a choques de carga e a possibilidade de inibir a nitrificação indesejada controlando o teor de oxigênio na massa líquida

6.3.4.1.3 Aeração escalonada

A modificação denominada "aeração escalonada" ("*step aeration*", em inglês) é um meio alternativo de levar em conta a variação da demanda de oxigênio ao longo de um tanque tipo fluxo de pistão distribuindo a carga ao longo de seu comprimento em vez de ajustar o suprimento de ar.

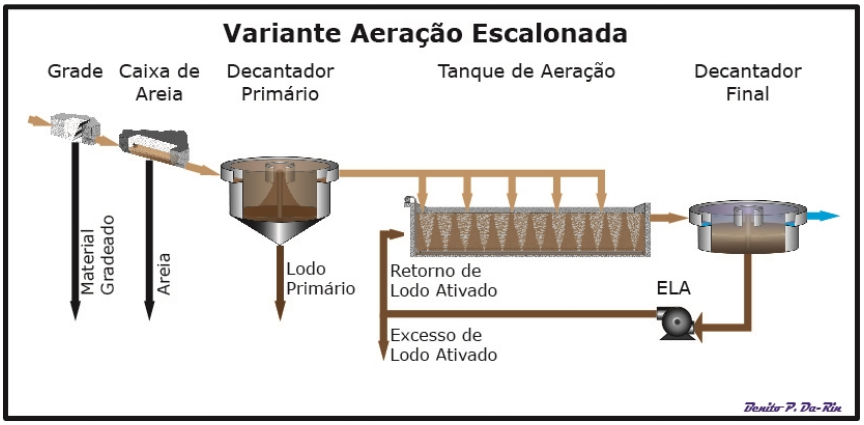


Figura 6-58 – Aeração Escalonada – Diagrama esquemático

A ideia é simples: o lodo de retorno é lançado na cabeceira do tanque e o atravessa todo, como nas modificações anteriores. Mas o afluente é distribuído ao longo do comprimento do TA como mostrado no diagrama esquemático da Figura 6-58.

Figura 6-59 – Aeração Escalonada – Tanque de Aeração

Em geral este afluente chega ao tanque por um canal que se estende sobre uma de suas paredes laterais (idealmente usando a parede divisória comum a dois reatores, como mostrado na Figura 6-59 que mostra os tanques de aeração da ETE Ilha do Governador, RJ; notar que, nesta figura, o referido canal é coberto e sua cobertura funciona como passarela). Este canal é dotado de comportas que desaguam no TA e que aparecem claramente na referida figura. A introdução do afluente é feita regulando a abertura dessas comportas de modo que cada uma delas forneça a fração desejada da vazão afluente, distribuindo assim a carga orgânica – e por via de consequência, a demanda de oxigênio – por todo o comprimento do tanque.

Tanques de aeração que adotam esta modificação geralmente utilizam aeradores mecânicos superficiais e o canal de distribuição quase sempre tem tantas comportas quantos são os aeradores (a aeração por ar difuso também pode ser usada, mas nesse caso convém que o tanque seja compartimentalizado).

Este tipo de configuração, além de homogeneizar a demanda de oxigênio ao longo do TA, traz vantagens adicionais. Como todo o lodo de retorno penetra na cabeceira enquanto a vazão afluente é distribuída ao longo do reator, o sistema apresenta uma capacidade significativamente maior de resistir a choques de carga que a das modificações anteriores. Isto permite operá-lo com concentrações de SSTA mais elevadas (na faixa de 2.000 mg/L a 3.500 mg/L), o que resulta em tanques de aeração menores (cujos tempos de detenção hidráulica caem para a faixa de 3h a 5h), oferecendo assim alguma economia construtiva.

A aeração escalonada é empregada para tratar esgotos de diversos tipos, inclusive despejos industriais e alcança eficiências na faixa de 85% a 90% de remoção de carga orgânica. A grande maioria das ETEs convencionais adota essa modificação.

6.3.4.1.4 Mistura completa

A modificação denominada “mistura completa” (“*complete mix*”, em inglês) adotou a mesma designação do tipo de fluxo no interior de seu TA. Isto porque nela, procurou-se aumentar a eficiência do processo através do uso de um reator concebido de modo a que as condições em seu

interior se aproximem tanto quanto possível das correspondentes ao fluxo em mistura completa, ensejando a distribuição uniforme tanto da carga orgânica quanto do fornecimento do oxigênio por todo o tanque.

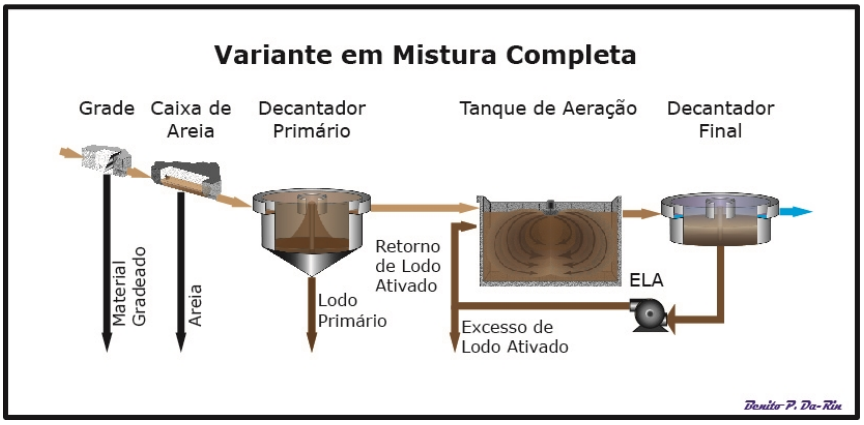


Figura 6-60 – Mistura Completa – Diagrama esquemático

Em geral essa variante utiliza tratamento preliminar e primário a montante do sistema de aeração. O fornecimento de oxigênio é feito quase sempre por aeradores mecânicos, cujo poder de homogeneização é significativamente maior que o dos difusores de ar. Um diagrama esquemático desta variante é exibido na Figura 6-60, muito semelhante ao da variante convencional clássica, diferindo apenas no que toca às características de mistura do TA.

O estabelecimento do fluxo próximo ao da mistura completa se consegue mediante o emprego de diversos artifícios cujo objetivo principal é aumentar o grau de homogeneização do líquido. A Figura 6-61 ilustra um dos meios de alcançar este objetivo, adotado no tanque de aeração da ETE Lake Tahoe, CA, EUA.

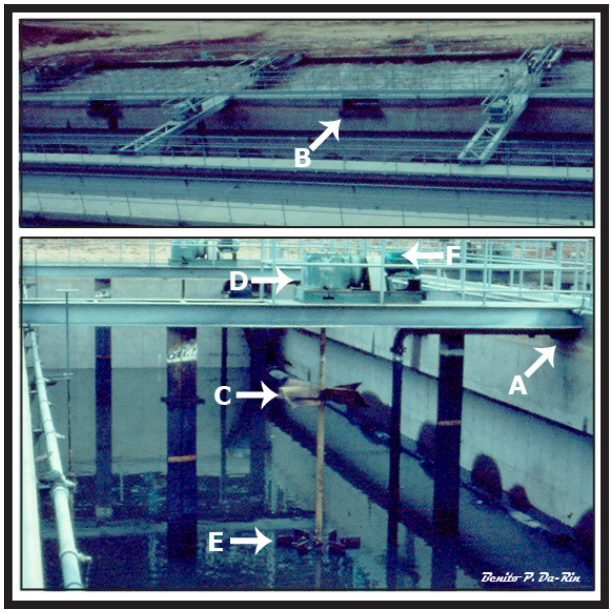


Figura 6-61 – Tanque de Aeração completamente misturado

Nele, o esgoto pré-decantado e o lodo ativado recirculado penetram por um canal lateral com aberturas que distribuem a vazão igualmente por toda a extensão de uma parede lateral, abaixo da ponte de acesso ao conjunto acionador do dispositivo de aeração e mistura (seta A, na imagem inferior da figura). O efluente é retirado por vertedouros situados na parede oposta (seta B, na imagem superior), fazendo com que o fluxo se estabeleça transversalmente ao tanque. Neste caso particular o fornecimento de ar provém de um rotor de aeração superficial (seta C) acionado por um conjunto motor-redutor (seta D) cujo eixo se prolonga até as proximidades do fundo do tanque, onde aciona um misturador em forma de hélice (seta E). Abaixo desta hélice desemboca uma tubulação (seta F) que introduz ar no TA através de um difusor de bolhas grosseiras, que são "quebradas" pela ação mecânica da pá giratória que, assim, não apenas contribui para aumentar o grau de homogeneização no interior do tanque como também para ajudar a dissolver a massa adicional de oxigênio fornecida pela tubulação de ar.

O grau de mistura nesse tipo de tanque é tão elevado que a carga afluente é distribuída quase que instantaneamente por toda a biomassa contida no tanque, o que confere ao sistema uma capacidade elevadíssima de resistir a choques de carga. Isto torna possível operar com relações **U** na faixa de 0,2 kg DBO_5/kg MLVSS.dia a 0,6 kg DBO_5/kg SSVTA.dia, que correspondem aproximadamente a idades do lodo **Oc** de 4 dias a 15 dias. Além disso, o alto grau de mistura permite manter o lodo no interior do reator em altas concentrações de SSTA, da ordem de 3.000 mg/L a 5.000 mg/L, o que faz com que o tempo de detenção hidráulica se reduza para a faixa de 2 h a 5 h, do que resulta um volume do reator biológico significativamente menor.

O processo é extremamente resistente a choques e pode ser aplicado a uma extensa gama de despejos, com eficiência na faixa de 90 a 95% de remoção de DBO.

Por outro lado, como o consumo de substrato se dá concomitantemente em todo o volume do reator, sua concentração é aproximadamente a mesma em toda a massa líquida e bastante próxima da concentração no efluente. Isto significa que a disponibilidade de alimento no reator biológico é sempre pequena o que, como se viu no Item 6.2.7, favorece a proliferação de organismos filamentosos, gerando um lodo com más condições de sedimentabilidade. Este fato limita bastante o emprego desta variante.

6.3.4.2 Variante de Alta Carga – Lodo Ativado de Alta Capacidade

O diagrama esquemático de um sistema de aeração de "alta capacidade" ("*high rate*", em inglês), representado na Figura 6-62, não difere muito daquele que representa a variante convencional exceto pela eventual ausência do DP, opcional nesta variante, e pela possibilidade da adoção de aeração mecânica superficial. Consiste de um reator biológico que recebe esgoto submetido ou não à decantação primária e encaminha seu efluente para um decantador final de onde é removido o efluente tratado e o lodo sedimentado, que por sua vez é encaminhado de volta ao reator pela elevatória de lodos ativados. Mas as semelhanças param aí. Pois a grande diferença de valor do parâmetro idade do lodo **Oc** (ou relação alimento/microrganismos **U**) de ambas as variantes as torna radicalmente diferentes no que toca tanto à operação quanto, principalmente, ao desempenho.

Na variante de alta capacidade a idade do lodo **Oc** é extremamente baixa, situando-se na faixa de 1 d a 5 d (o que, naturalmente, corresponde a uma relação alimento/microrganismos **U** muito alta, na faixa de 0,5 kg DBO_5/kg SSVTA.d a 2 kg DBO_5/kg SSVTA.d).

Figura 6-62 – LA de Alta Capacidade – Diagrama esquemático

Conforme vimos no Item 4.6, a taxa de crescimento dos organismos participantes do processo de lodos ativados cresce com a concentração de substrato orgânico até certo ponto, a partir do qual se mantém constante em um valor igual à taxa máxima de crescimento (o que corresponde a uma cinética de ordem zero conforme visto no Item 4.6.1.3.2.1). Em outras palavras: quando a disponibilidade de alimento no meio é muito elevada, o crescimento da biomassa se dá em sua taxa máxima.

Esta taxa máxima de crescimento corresponde à fase de síntese da curva de crescimento bacteriano mostrada na Figura 4-7 do Item 4.6.1.1. E como o consumo de substrato orgânico é proporcional ao crescimento da biomassa (ver Item 4.5.1.2), a remoção de substrato orgânico ocorre também em sua taxa máxima (mas atenção: o fato do substrato ser consumido rapidamente não implica elevada eficiência de remoção; na verdade, como já veremos, ocorre justamente o contrário).

A variante lodo ativado de alta capacidade consiste essencialmente em operar o sistema em uma idade do lodo muito baixa, correspondendo assim a uma relação alimento/microrganismos muito alta. O que significa distribuir a carga orgânica afluente por uma massa relativamente pequena de organismos mantidos em um ambiente onde há fartura de substrato. Assim, em um dado período, uma massa de organismos relativamente pequena (que pode ser contida em um reator de pequeno volume) pode consumir uma massa de matéria orgânica afluente relativamente grande, posto que o consumo ocorre na taxa máxima. Isto, aliado ao fato de que a concentração de SSTA nas ETEs que adotam o lodo ativado de alta capacidade pode ser mantida na faixa de 3.500 mg/L a 5.000 mg/L, resulta em reatores biológicos muito pequenos. E, de fato, o tempo de detenção hidráulica típico nos reatores biológicos de ETEs que adotam esta variante se mantém na faixa de 0,5 h a 2 h, menos da metade dos usados pela variante convencional para tratar a mesma vazão.

Sendo a relação alimento/microrganismos elevada, a reprodução dos organismos participantes do processo se dá predominantemente na fase de síntese. Assim sendo, é pequena a influência da respiração endógena, o que significa que o número de células bacterianas cujo material celular é consumido no reator é pequeno. Por isso as necessidades de oxigênio no TA praticamente se resumem ao oxigênio necessário para satisfazer a demanda correspondente à redução da DBO carbonácea – que, por sua vez, não é elevada posto que como já veremos a eficiência da variante é baixa.

O resultado é uma ETE que, comparada com as que adotam a variante convencional para tratar a mesma vazão, terá um TA com menos da metade do volume e uma necessidade de oxigênio até 50% menor.

Por outro lado, como vimos acima, uma relação alimento/microrganismos elevada exige alta concentração de substrato no interior do reator. E como esta concentração é igual à concentração no efluente (ver Item 4.6.1.2), o resultado é a produção de um efluente de má qualidade. Por isso eficiência de remoção de DBO de uma ETE de lodo ativado de alta capacidade é baixa, variando na faixa de 75% a 85%.

Figura 6-63 – ETE de LA de Alta Capacidade

Portanto, no que toca ao tratamento do esgoto sanitário, quando não se precisa de um efluente de elevada qualidade sanitária (por exemplo: em uma instalação que servirá como condicionamento prévio para um tratamento avançado), esta variante oferece uma grande economia tanto construtiva quanto operacional.

Há, no entanto, um inconveniente: em um reator que funciona na fase de síntese, na qual a taxa de crescimento dos organismos é máxima, a produção de excesso de lodo é elevadíssima (ajustar a idade do lodo em 1 d corresponde a remover diariamente uma massa de lodo igual àquela contida no TA), implicando custos mais elevados do tratamento do lodo.

Para se ter uma ideia da quantidade de excesso de lodo biológico gerada pelo lodo ativado de alta capacidade, a Figura 6-63 mostra uma vista da ETE Newtown Creek, Nova Iorque, EUA (que teve sua capacidade ampliada e já não usa esta variante; um exame da foto evidenciará que foi feita ainda no século passado) cuja produção de excesso de lodo, na época, era tão elevada que suas necessidades de energia elétrica eram inteiramente satisfeitas por geradores acionados por turbinas alimentadas exclusivamente com gás metano produzido pela digestão de seu excesso de lodo ativado – e apenas do lodo ativado, posto que esta instalação em particular não dispunha de decantadores primários (que, como vimos acima, são opcionais nesta variante).

Resumindo: a variante lodo ativado de alta capacidade só deve ser empregada quando não houver necessidade de um efluente de alta qualidade. Comparada com uma ETE convencional que trate a mesma vazão, produz muito maior quantidade de excesso de lodo, mas seu consumo de energia e seus TAs são muito menores e pode dispensar o uso do tratamento primário. O fluxo hidráulico é,

geralmente, próximo da mistura completa e utiliza predominantemente aeradores superficiais (embora a ETE da Figura 6-63 use ar difuso). Produz um lodo de baixa sedimentabilidade e costuma empregar relações de recirculações geralmente maiores que **r**=1.

6.3.4.3 Variante de Baixa Carga: Aeração Prolongada

Comparada com o lodo ativado de alta capacidade, a variante denominada "aeração prolongada" ("*extended aeration*", em inglês) opera no extremo oposto do espectro, adotando valores extremamente elevados para a idade do lodo **Oc** (ou extremamente baixos para **U**, o que vem a dar no mesmo). Com efeito, ela corresponde àquilo que a NBR 12.209 se refere como sistemas que adotam "*idade do lodo ... igual ou superior a 18 dias ou ... relação A/M ... igual ou inferior a 0,15 kg DBO_5/kg SSVTA.d*". Mais especificamente: a faixa usual de variação desses parâmetros na aeração prolongada são, respectivamente, **Oc** de 18 d a 30 d e **U** de 0,15 kg DBO_5/kg SSVTA.d a 0,05 kg DBO_5/kg SSVTA.d.

A variante foi concebida na Holanda em 1957 por Pasveer, o pioneiro na utilização do TA tipo valo de oxidação, reator ainda predominantemente usado nos sistemas em aeração prolongada até os dias atuais (e que foi originalmente conhecido como "valo de Pasveer"; ver Figura 6-64 que mostra os valos de oxidação da ETE Coqueiros, RJ).

Para conceber sua variante, Pasveer se baseou no fato de que organismos presentes em um meio onde o substrato é escasso tendem a consumir seu próprio material celular para sobreviver, fenômeno conhecido por respiração endógena (ver Item 4.6.1.1). Assim, idealizou um processo de lodos ativados em que os organismos seriam mantidos em ambientes de tão baixa disponibilidade de alimento que praticamente toda a biota se entredevoraria, ou seja, todos os organismos liberariam seu material celular no meio líquido e esse material seria consumido pelo restante da população. Idealmente, em um sistema assim, não haveria produção de excesso de lodo biológico, posto que toda a matéria orgânica, seja a introduzida com o afluente, seja a gerada no interior do reator, seria nele consumida. Por essa razão Pasveer denominou seu processo de "Oxidação total", pois presumia que o processo "oxidaria" toda a matéria orgânica que nele penetrasse ou fosse gerada e, portanto, não produziria excesso de lodo.

Figura 6-64 – Valo de Oxidação

Um interessante trabalho de autoria de José Maria da Costa Rodrigues, publicado na Revista DAE de dezembro de 1962 (que pode ser encontrado em

http://revistadae.com.br/artigos/artigo_edicao_47_n_664.pdf

e que vale consultar por seu valor histórico) descreve o processo nos termos em que foi idealizado por Pasveer: como o valo era concebido para "oxidar" toda a matéria orgânica que nele penetrasse, o decantador primário poderia ser eliminado desde que se previsse o correspondente aumento no fornecimento de oxigênio; e como o lodo se auto-consumiria no interior do reator, não haveria necessidade de removê-lo, estabilizá-lo ou secá-lo, o que eliminaria igualmente o digestor de lodo e o leito de secagem (nas palavras do autor do artigo supracitado, o sistema operaria em um "*ponto de equilíbrio no qual a quota de crescimento da população biológica é compensada pela cota de degradação por auto-oxidação desta mesma população*"). Assim, a ETE se resumiria ao valo, decantador final e elevatória de retorno de lodo.

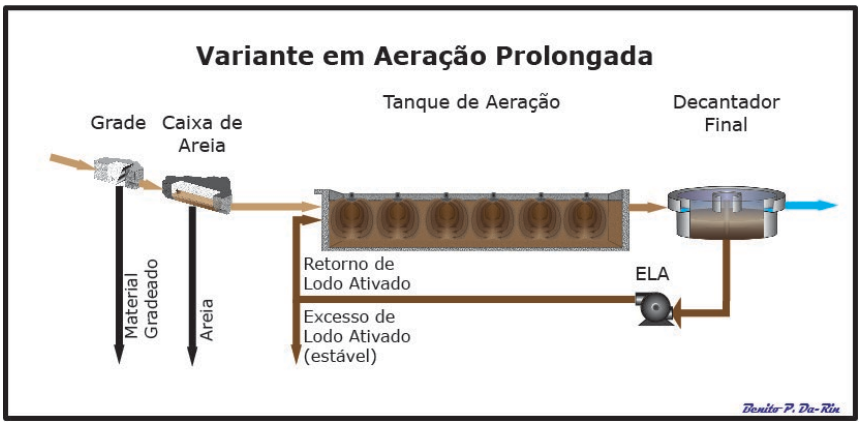


Figura 6-65 – Variante Aeração Prolongada – Diagrama esquemático

Hoje se sabe que esta concepção ideal não corresponde ao que ocorre na prática. Isso porque sempre haverá o aumento da massa de material em suspensão no interior do reator biológico pelo acúmulo do resíduo endógeno e dos sólidos inertes que penetram no TA (ver Item 6.2.2.2.3). Portanto, por mais que se reduza a relação alimento/microrganismos, a massa de lodo contida no TA aumentará. No entanto, e aí sim, inteiramente de acordo com a concepção original de Pasveer, esse lodo é estável por ser constituído predominantemente por material não (ou muito dificilmente) biodegradável e sua produção é muito pequena se comparada com a da variante convencional.

Como a aeração prolongada dispensa a estabilização do lodo biológico, torna-se muito conveniente suprimir a decantação prévia para eliminar não somente o decantador primário como também a produção de lodo primário – e com isso tornar desnecessária qualquer estabilização de lodo. Uma ETE por aeração prolongada, cujo diagrama esquemático é exibido na Figura 6-65, se resumirá então ao tratamento preliminar visando remover areias e sólidos grosseiros, ao sistema de aeração (TA, DF e ELA) e à secagem do excesso de lodo, geralmente submetido previamente a espessamento (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**). Algumas instalações operavam intermitentemente, em ciclos sucessivos de aeração, decantação e descarga e assim eliminavam também o DF e, por via de consequência, a ELA, o que reduzia a ETE inteira a um simples valo de oxidação (segundo Rodrigues no trabalho citado, isto ocorre quando "*se pretenda tratar este esgoto em uma única bacia, que funciona alternativamente como aerador e decantador*"). Porém a operação intermitente implica

a interrupção da alimentação do reator nos períodos de decantação e descarga, represando o esgoto na rede – o que não é recomendável.

Em ETEs de pequeno porte que dispõem de dois valos de oxidação colaterais, o que é uma configuração relativamente comum, pode-se eliminar o decantador final sem a necessidade de apelar para a intermitência adotando o procedimento denominado "operação contínua com inversão de fluxo". A operação contínua com inversão de fluxo (Da-Rin. B. P, "**Valos de Oxidação – Operação Contínua sem Decantador Final**", trabalho apresentado no 10º Congresso da ABES, 1979) consiste em abrir um vertedouro na parede entre os dois valos de modo a permitir que o líquido verta de um para o outro, instalar comportas de nível ajustável nas saídas de ambas as unidades e inverter periodicamente o sentido do fluxo.

Figura 6-66 – Vertedouro entre os valos e comportas de saída do efluente

Este expediente elimina a necessidade de represar o afluente na rede. A imagem da esquerda da Figura 6-66 mostra o vertedouro que intercomunica os valos colaterais (cujo nível pode ser regulado acrescentando ou removendo ripas de madeira) e as comportas de saída de ambas as unidades da ETE Vila Kennedy, RJ. Vejamos como é feita a operação contínua com inversão de fluxo.

Designemos estes valos colaterais por "**A**" e "**B**", para facilitar a descrição do procedimento. No início do ciclo, "**A**" mantém seus aeradores ligados e sua comporta de saída fechada enquanto "**B**" mantém sua comporta de saída aberta e seus aeradores desligados. O esgoto bruto é encaminhado para "**A**", onde é aerado, e flui por sobre o vertedouro de intercomunicação para "**B**", onde o lodo sedimenta e de onde o efluente clarificado é removido pela comporta de saída aberta. Decorrido certo período (cuja duração é determinada por tentativa e erro e que a experiência demonstrou ser próxima de três horas) o fluxo é invertido: fecha-se a comporta de saída de "**B**", encaminha-se para ele o esgoto bruto e religa-se seus aeradores – cuja ação levanta imediatamente o lodo sedimentado. O líquido, agora aerado em "**B**", verte para "**A**" que durante cerca de quinze minutos após a inversão do fluxo ainda mantém fechada sua comporta de saída para permitir que o lodo nela contido inicie sua sedimentação. Transcorrido este curto período, abre-se o vertedouro de saída de "**B**" (lentamente para evitar elevadas velocidades de escoamento que arrastariam para fora do valo o lodo sedimentado) e completa-se o segundo ciclo, repetindo este procedimento indefinidamente.

A Figura 6-67mostra detalhes de um conjunto de valos (ainda da ETE Vila Kennedy) operando continuamente com inversão de fluxo. O valo da esquerda está recebendo e aerando o afluente enquanto o da direita, com seus aeradores desligados, está em seu período de decantação. A intercomunicação entre eles, situada no início da parede divisória, permite que o líquido sob aeração

flua do valo da esquerda para o da direita, que mantém aberta sua comporta de saída (visível na extremidade oposta dos valos).

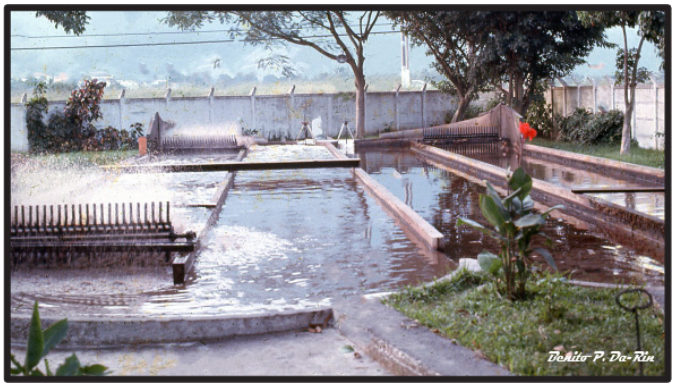


Figura 6-67 – Valos operados com inversão de fluxo

O responsável pela operação pode controlar a idade do lodo do processo removendo periodicamente do interior de qualquer um dos valos, ao final de seu período de decantação e imediatamente antes de iniciar a descarga, o volume de lodo desejado usando o mesmo tipo de veículo usado para limpeza de fossas sépticas – que o descarregará em uma ETE de maior porte eventualmente existente nas vizinhanças. Mas a experiência mostrou que, se os valos tiverem volume suficiente (ou seja, se a ETE não estiver sobrecarregada), ela mesma resolverá o problema ajustando sua idade do lodo no maior valor possível simplesmente perdendo uma pequena quantidade de lodo estável juntamente com o efluente ao final de cada ciclo. Este lodo será encaminhado para o corpo receptor, o que em princípio não é aconselhável. Mas, considerando que a qualidade do efluente líquido que transporta esse lodo é altíssima (posto que é igual à mantida no interior do TA onde o alimento é necessariamente escasso), que a produção de lodo em excesso é muito pequena, que esta pouca quantidade de lodo é estável e levando ainda em conta o pequeno porte da ETE, esta prática pode ser aceitável caso as exigências de qualidade do efluente não sejam demasiadamente restritivas.

Manter uma relação alimento/microrganismos extremamente baixa significa que, para receber a mesma carga, a massa de lodo contida no Tanque de Aeração deve ser muito maior que a contida nas variantes convencionais. O que implica uma concentração muito mais elevada de SSTA, um volume muito maior de tanque de aeração ou ambos – que é o que ocorre na prática. Por isso, a concentração de SSTA mantida no interior dos reatores biológicos da variante aeração prolongada varia na faixa de 3.000 mg/L a 6.000 mg/L e os tempos de detenção hidráulica situam-se entre 18 h e 36 h.

Como visto no Anexo 2, concentrações elevadas de SSTA exigem decantadores finais de maior área e relações de recirculação mais elevadas (o valor de **r** nas ETEs em aeração prolongada usualmente varia entre 0,75 e 1,25). Como quase todo material celular do lodo deve ser bioquimicamente oxidado juntamente com a carga adicional devida à eliminação do DP e como, nesta faixa de idades do lodo, é praticamente impossível evitar a nitrificação, as necessidades de oxigênio são bem maiores (quase o dobro) que nas variantes convencionais. E de fato o consumo de energia para o fornecimento de oxigênio é o principal componente do custo de uma ETE por aeração prolongada.

Em resumo: as vantagens que a aeração prolongada oferece sobre as variantes convencionais consistem em uma operação muito mais simples, pequena produção de excesso de lodo estável, além da eliminação do decantador primário (e, eventualmente, também do DF e da ELA, dependendo do modo de operação adotado) e das unidades de estabilização do lodo. Em contrapartida, apresenta as

desvantagens de exigir um TA de maior volume, e um consumo de oxigênio mais elevado e, caso venham a ser usados, um DF de maior área e uma ELA de maior capacidade.

Figura 6-68 – Valos de oxidação de pequeno porte

Na segunda metade do século passado a variante aeração prolongada sofreu grande disseminação. Há milhares delas espalhadas por todo o mundo, usando tanto a aeração por ar difuso quanto – o que é mais comum – a aeração mecânica. Sua simplicidade operacional, que permite dispensar o concurso de um técnico especializado e até mesmo a presença permanente de um operador, as tornam particularmente indicadas para ETEs de pequeno porte, onde em geral utilizam o reator biológico no formato de valo de oxidação (ver Figura 6-68). Porém nada impede seu uso em instalações maiores ou com TAs de formato retangular, como a ETE Santa Maria, em Santa Maria RS, mostrada na Figura 6-69, que remove o excesso de lodo diretamente do TA, o adensa por gravidade e promove seu desaguamento em leitos de secagem.

Figura 6-69 – ETE em Aeração Prolongada com TA retangular

6.3.4.4 Bioadsorção

Como vimos no Item 4.4.6, as bactérias, principais constituintes da biota de um reator biológico, somente conseguem se nutrir diretamente de substrato em solução, que absorvem por osmose. A matéria orgânica em suspensão sob a forma de partículas não-solúveis não pode ser introduzida diretamente na célula. Para utilizá-la, as bactérias adsorvem as partículas, que são atraídas para junto da membrana celular e hidrolisadas (transformadas em compostos solúveis) por meio de reações com enzimas extracelulares (exoenzimas) segregadas pelas células. Os compostos solúveis resultantes dessa hidrólise são então absorvidos através da membrana celular.

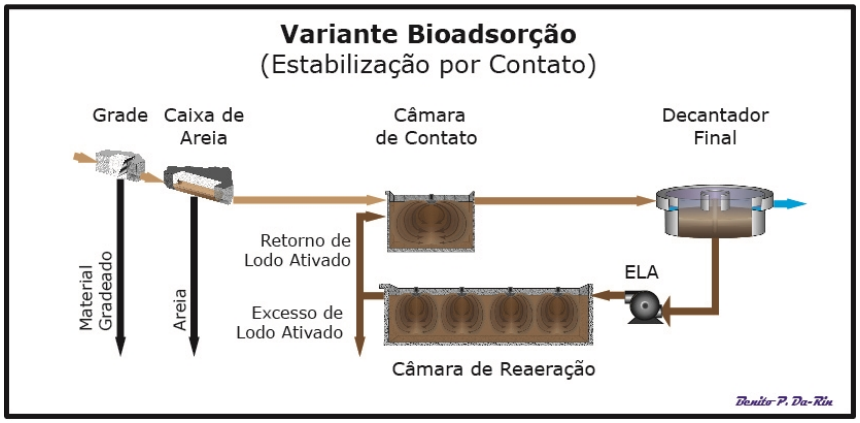


Figura 6-70 – Bioadsorção ou Estabilização por Contato – Diagrama esquemático

Os processos de absorção dos compostos solúveis e de adsorção das partículas são muito rápidos. Já o processo posterior, de hidrólise dessas partículas, é bem mais lento.

Esse fenômeno é aproveitado para o tratamento de esgotos na variante dos LA denominada bioadsorção ou estabilização por contato ("*contact stabilization*", em inglês). Seu diagrama esquemático é exibido na Figura 6-70, enquanto a Figura 6-71 mostra a foto de uma ETE compacta (uma das unidades da ETE Acari, RJ) que adota esta variante.

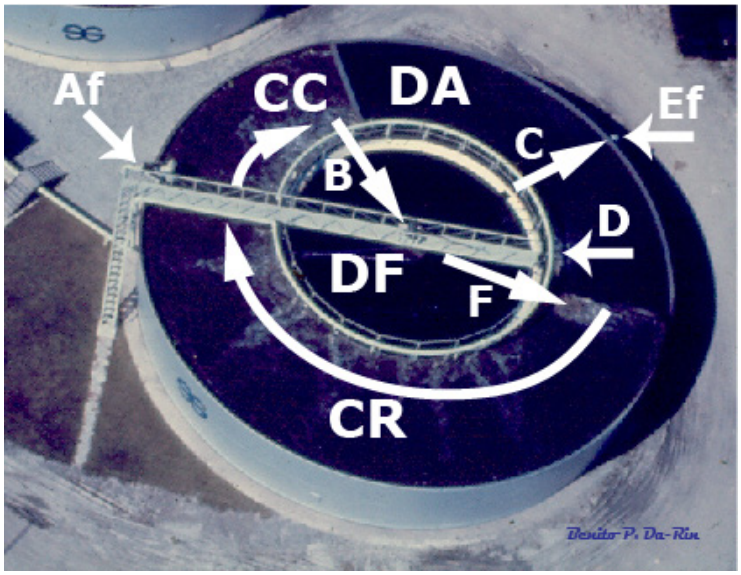


Figura 6-71 – ETE por Bioadsorção

Como a variante tira partido do fenômeno da adsorção de partículas de matéria orgânica em suspensão, quase sempre dispensa o tratamento primário. Assim o afluente, submetido apenas a tratamento preliminar, é introduzido em um pequeno tanque de aeração, denominado "câmara de contato", (CC na Figura 6-71), que recebe também o lodo ativado préaerado. O ponto de entrada do afluente é assinalado pela seta Af e o lodo ativado provém da câmara de reaeração CR (ver adiante), da qual a câmara de contato CC é uma extensão. O tempo de detenção hidráulica desta mistura na câmara de contato é muito breve, de 20 min a 1 h, já que nela transcorrem apenas a absorção do substrato em solução e a adsorção das partículas de matéria orgânica em suspensão que, como vimos acima, são fenômenos muito rápidos.

Da câmara de contato o líquido flui para o decantador final DF através de uma tubulação submersa cujo trajeto é assinalado pela seta B. O efluente do DF, colhido em sua calha periférica, atravessa o digestor aeróbio DA por uma tubulação submersa cujo trajeto é assinalado pela seta C e deixa a unidade pela tubulação externa assinalada pela seta Ef, que o encaminha para o corpo receptor.

O lodo sedimentado no fundo do decantador final DF é encaminhado para um segundo tanque de aeração denominado "câmara de reaeração" CR por uma tubulação submersa cujo trajeto é assinalado pela seta F, enquanto o lodo em excesso é periodicamente removido e lançado no digestor aeróbio DA, no qual é descarregado no ponto assinalado pela seta D. Tanto o lançamento do lodo no digestor aeróbio quanto seu encaminhamento para a câmara de reaeração são feitos por bombas submersas que desempenham o papel da ELA no diagrama da Figura 6-70.

No caso específico desta ETE compacta, o digestor aeróbio também funciona como espessador de lodo mediante o alvitre de interromper a aeração por um período de algumas horas antes de remover o lodo do fundo diretamente para os leitos de secagem. A foto da Figura 6-71 foi tomada exatamente neste período – o que pode ser constatado porque não se percebe no interior do digestor a agitação provocada pela aeração por ar difuso usada nesta ETE, claramente visível nas outras duas câmaras.

O lodo encaminhado para a "câmara de reaeração" CR nela permanece recebendo oxigênio – mas não alimento – por um período de 3 a 6 horas. É nesta câmara que se dá a hidrólise das partículas adsorvidas e a absorção dos compostos dela resultantes através da membrana celular. Dela, o lodo reaerado – nesta altura, constituído por organismos ávidos por alimento – flui diretamente para a câmara de contato CR, onde recebe o afluente com sua carga de matéria orgânica.

A variante pode utilizar tanto aeradores mecânicos quanto por ar difuso. O escoamento na câmara de reaeração é, geralmente, do tipo fluxo de pistão, enquanto na câmara de contato pode ser mistura completa devido ao pequeno tempo de retenção hidráulica. A relação alimento/microrganismos **U** (que deve ser referida à massa total de SS contida no sistema, ou seja, a soma da massa de lodo ativado nas duas câmaras) se situa na faixa de 0,2 kg DBO_5/kg SSVTA.dia a 0,6 kg DBO_5/kg SSVTA.dia, o que corresponde a idades do lodo entre 4 d e 15 d. Valores situados na extremidade superior da faixa, dependendo das condições climáticas, podem permitir a nitrificação – fato que deve merecer a atenção do projetista.

As concentrações **X** de SSTA nas câmaras de contato e de aeração são diferentes. Variam nas faixas de 1.000 mg/L a 3.000 mg/L na primeira e de 4.000 mg/L a 10.000 mg/L na última.

A relação de recirculação **r** se situa entre 0,25 e 0,5, ou seja, a vazão de lodo ativado que atravessa a câmara de reaeração varia entre um quarto e a metade da vazão afluente. Assim sendo, a soma dos volumes das câmaras de contato e de reaeração resulta em um valor pequeno se comparado ao volume de um TA da variante convencional (a economia de volume é de 30% a 50%; MP8-WWE). Isto, aliado à eliminação do decantador primário, resulta em uma considerável economia construtiva.

A eficiência desta variante se situa na faixa de 80% a 90% da remoção de DBO.

A estabilização por contato é particularmente atraente para adoção na ampliação da capacidade de instalações existentes. Para tanto, basta utilizar o trecho inicial de um TA (por exemplo, da variante aeração escalonada) como câmara de reaeração, encaminhando para ele apenas o lodo de retorno, enquanto o esgoto afluente somente será admitido no compartimento final do tanque. Assim, todo o trecho inicial do TA funcionará como câmara de reaeração e o trecho final como câmara de contato. Desta forma, tudo o que se necessita para aumentar a capacidade da ETE é adicionar área de decantação final.

Quando não se usa o decantador primário (e, portanto, não há produção de lodo primário), pode-se estabilizar o excesso de lodo por digestão aeróbia (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**), cujo reator ocupa menos espaço que o digestor anaeróbio. O que, combinado com o volume relativamente pequeno das câmaras de contato e reaeração, resulta em uma significativa economia de área.

A variante apresenta, entretanto, certas desvantagens como sensibilidade a variações de carga orgânica, instabilidade operacional e geração de um lodo com características insatisfatórias de sedimentabilidade.

6.3.4.5 Oxigênio Puro

A variante "oxigênio puro" ("*pure oxygen*", em inglês), concebida nos anos 50 do século passado por Budd, W. E. e Lambeth, G. F., começou a ser utilizada comercialmente a partir de 1970 (MP8-WEF). Nela, em vez de dissolver na massa líquida o oxigênio do ar, é introduzido no TA oxigênio gasoso com elevado teor de pureza.

Em meios que recebem oxigênio puro o metabolismo bacteriano se acelera, o que permite o aumento de relação **U** para a faixa de 0,25 kg DBO_5/kg SSVTA.dia a 1,0 kg DBO_5/kg SSVTA.dia mantendo-se a idade do lodo **Oc** entre 8 d e 20 d. A aparente discrepância entre esses dados se explica porque, em reatores alimentados com oxigênio puro, os valores das constantes do processo **Y**, **K** e **b** são diferentes dos assumidos nos sistemas alimentados com ar e, por isso, idades do lodo relativamente altas podem ser obtidas mesmo em uma faixa aparentemente elevada de relações **U**.

Além dessas altas relações **U**, a facilidade em aumentar o teor de OD quando se usa oxigênio puro permite manter grandes concentrações de SSTA (até 8.000 mg/L quando trata despejo industrial com alta concentração de DBO_5 solúvel; MP8-WEF)).

Por essas razões, comparando com as variantes convencionais, é possível obter uma redução significativa no volume do TA, resultando em tempos de detenção da ordem de 1 a 3 horas.

Devido ao elevado valor da idade do lodo, o excesso de lodo gerado por essa variante, além de não ser abundante, é estável. A relação de recirculação **r** usualmente se situa na faixa de 0,25 a 0,5.

Além do tratamento preliminar, a variante inclui necessariamente o tratamento primário por propiciar alguma remoção de carga orgânica e, consequentemente, reduzir o consumo de oxigênio, o principal componente do custo operacional da ETE. O escoamento no TA deve ser, preferencialmente, do tipo mistura completa. O oxigênio é suprido geralmente por sistemas de difusores. Como o fluxo de oxigênio, por ser muito menor que o correspondente fluxo de ar, não é suficiente para causar o turbilhonamento necessário, é preciso suplementar a energia para alcançar o conveniente nível de mistura do líquido seja pelo uso de agitadores tipo hélice submersa, seja pela utilização de aeradores superficiais comuns. Neste último caso (o mais comum para instalações de porte médio a grande)

costuma-se usar reatores biológicos cobertos visando criar um ambiente fechado para reter o oxigênio que escapa da massa líquida no volume vazio acima do nível d'água. Um diagrama esquemático desta variante é apresentado na Figura 6-72.

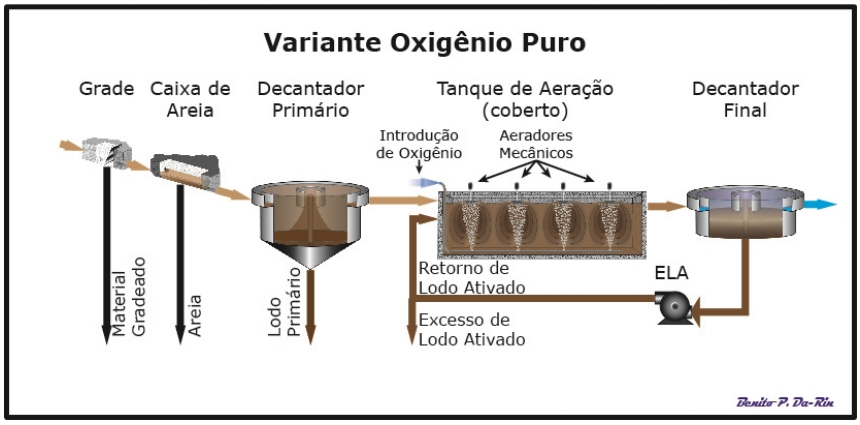


Figura 6-72 – Variante Oxigênio Puro – Diagrama esquemático

Quando se adota a configuração acima descrita, convém lembrar que o metabolismo bacteriano produz gás carbônico, que tende a se acumular no espaço vazio acima do nível d'água do tanque coberto. Por isso seu conteúdo deve ser renovado periodicamente para expulsar o CO_2. Por outro lado, enquanto presente no interior do tanque, a reintrodução desse gás pelos aeradores mecânicos superficiais aumenta seu teor no líquido do TA, acidificando-o até um pH próximo de 6,5 ou menor, inibindo a nitrificação – o que permite economizar algum oxigênio. Outra preocupação relativa ao uso de tanques cobertos, especialmente quando se recebe certos tipos de despejos industriais (como os da indústria química ou petroquímica contendo hidrocarbonetos voláteis) é o perigo de explosão. Neste caso costuma-se usar um detector do teor destes compostos no ambiente fechado acima do nível d'água e um sistema automático que introduza rapidamente ar e deixe sair a mistura de gases ali acumulada quando o teor de hidrocarbonetos voláteis ultrapassar o limite seguro. A Figura 6-73 mostra uma ETE de grande porte em Philadelphia, PA, EUA que utiliza a variante em oxigênio puro.

Figura 6-73 – ETE com oxigênio puro e TA coberto

A variante oxigênio puro apresenta eficiência elevada, de 85% a 95% de remoção de DBO, porém seu custo é relativamente alto devido à necessidade de adquirir ou gerar *in loco* o oxigênio necessário.

No primeiro caso o oxigênio puro é produzido em uma instalação industrial de terceiros, transportado até a ETE e nela armazenado até o momento da utilização. Neste caso geralmente se transporta e armazena o oxigênio liquefeito, que é gaseificado apenas na ocasião em que será utilizado. Do ponto de vista econômico este método costuma ser bastante atraente para o fornecedor de oxigênio. Já para os responsáveis pela ETE sua viabilidade econômica é, no mínimo, duvidosa, exceto se a instalação for de muito pequeno porte – e ainda assim cabe um detalhado estudo econômico antes de tomar a decisão de usá-lo.

A alternativa é gerar o oxigênio na própria planta. O que geralmente é feito por adsorção em zeólitos (PSA, "*Pressure Swing Adsorption*", Adsorção por Alternância de Pressão) ou pelo processo criogênico – sendo este último indicado apenas para instalações de muito grande porte.

Figura 6-74 – Geração de oxigênio pelo método PSA

A Figura 6-74 mostra a instalação de geração de oxigênio pelo método PSA usada em uma ETE de porte pequeno a médio. Este método usa um processo de adsorção em leitos múltiplos para produzir um fluxo contínuo de oxigênio. Os leitos são constituídos por zeólitos e formam uma "peneira molecular" que, ao ser atravessada por um fluxo de ar pressurizado (3 bar a 6 bar), retém por adsorção o nitrogênio e outros gases do ar e deixa passar o oxigênio com aproximadamente 95% de pureza. O zeólito, saturado, pode ser regenerado simplesmente despressurizando o leito até a pressão atmosférica, o que libera os gases adsorvidos.

O processo opera em ciclos alternados de adsorção e regeneração. Enquanto um leito recebe o ar em alta pressão (ciclo de adsorção) um segundo, em paralelo, recebe um fluxo do oxigênio (parte daquele gerado na própria planta) na pressão atmosférica, para carrear para o meio exterior os gases adsorvidos. Periodicamente os fluxos são revertidos de modo a haver sempre um leito gerando um fluxo de oxigênio com um grau de pureza aceitável para alimentar o reator biológico enquanto outro leito é regenerado. Progressos recentes na melhoria da qualidade dos zeólitos e no consumo de energia elétrica têm tornado este processo mais atraente, particularmente para uso em instalações de pequeno a médio porte.

Em instalações de grande porte a forma mais comum de produzir oxigênio é através do processo criogênico – que consiste essencialmente na destilação fracionada de ar líquido. Inicialmente o ar atmosférico, após filtragem, é comprimido a alta pressão (200 bar) e baixíssima temperatura (196 ºC negativos), para liquefazê-lo. Em seguida, tirando partido do fato que os diferentes componentes do ar líquido – notadamente o nitrogênio e o oxigênio – têm diferentes pontos de ebulição, efetua-se a separação do oxigênio que pode ser armazenado ainda em estado líquido com uma pureza de até 99,5%.

Os elevados custos operacionais tornam esta variante indicada apenas em condições específicas, como quando a área onde será construída a ETE é escassa ou muito cara, quando se precisa ampliar a capacidade de ETE construída em local onde não há mais área disponível ou quando o afluente apresenta elevadíssima concentração de DBO_5 solúvel.

A variante oxigênio puro é aplicável a uma extensa gama de despejos e, apesar do custo, sua operação é simples e bastante flexível.

6.3.4.6 Poço profundo

A variante "poço profundo" ("*deep shaft*", em inglês) foi desenvolvida para tirar proveito do aumento da solubilidade do oxigênio na água com o aumento da pressão. A ideia básica é construir um tanque de aeração de muito pequena área e altíssima profundidade (que pode chegar até 150 m).

A variante dispensa a decantação primária e, antes de ser lançado no reator biológico, o afluente é submetido apenas a tratamento preliminar. O reator consiste em um poço muito profundo, de formato circular em planta, encimado por um tanque circular de diâmetro pouco maior. Um diagrama esquemático desta variante é exibido na Figura 6-75.

O poço profundo é dividido por uma parede vertical que o atravessa diametralmente e se estende de pouco abaixo do nível d'água até próximo do fundo. O afluente e o lodo de retorno são introduzidos em um dos lados da parede divisória do tanque e o efluente é removido pelo lado oposto (ver figura), o que provoca o estabelecimento de um fluxo líquido vertical, de cima para baixo no lado da parede onde é introduzido o afluente e de baixo para cima no lado oposto. O ar é fornecido por um difusor de bolhas grosseiras que o descarrega a alguns metros de profundidade no ramo descendente do poço.

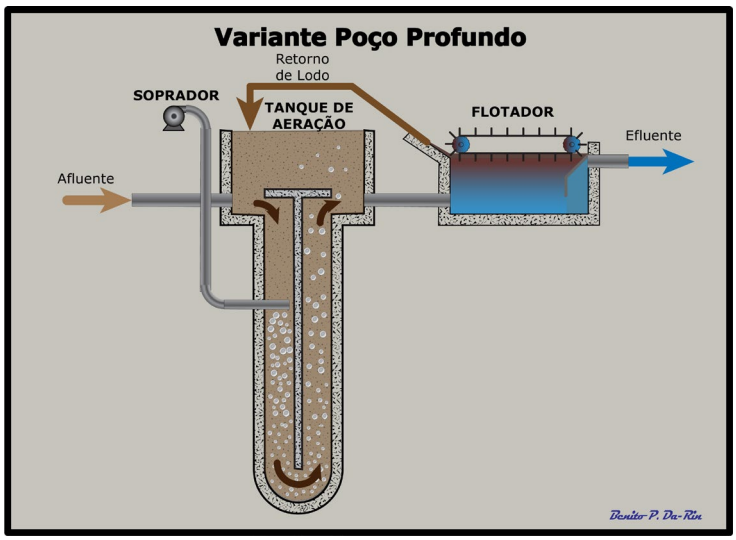


Figura 6-75 – Variante Poço Profundo – Diagrama esquemático

Como a área atravessada pelo fluxo é pequena, a velocidade de escoamento vertical no interior do poço é muito alta, maior que a velocidade com que as bolhas de ar tendem a flutuar. Desta forma essas bolhas são arrastadas para baixo no lado do afluente e todo o oxigênio nelas contido é dissolvido no líquido devido ao aumento da solubilidade do oxigênio na água provocado pelo aumento da pressão, que cresce com a profundidade (a transferência de oxigênio no poço profundo é pelo menos três vezes maior que nas demais variantes; MP8-WEF). E como a cinética do metabolismo dos organismos participantes do processo sofre pouca influência da pressão, sua atividade é intensa, posto que se encontram em um meio onde há abundância tanto de alimento quanto de oxigênio, disponível em concentrações muito mais elevadas que as usualmente presentes nos reatores biológicos das demais variantes.

Quando o líquido escoa no trecho ascendente do fundo do poço até a superfície, sofre uma rápida descompressão que faz com que os gases dissolvidos (gás carbônico resultante do metabolismo bacteriano, nitrogênio do ar introduzido no meio líquido e excesso de oxigênio não utilizado pelos organismos) se desprendam, formando microbolhas que são adsorvidas pelos flocos de lodo ativado. Em consequência disso, os flocos presentes no efluente do reator apresentem uma péssima sedimentabilidade, pois as bolhas de gás fazem com que eles tendam a flutuar, não a sedimentar. Esta tendência é aproveitada para efetuar a separação sólidos/líquido por flotação (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**), não por sedimentação. Eventualmente o ar pode ser introduzido também no ramo ascendente do poço para facilitar esta flotação.

Uma ETE que adota esta variante consiste então nas unidades de tratamento preliminar, no próprio poço profundo, em um flotador, no bombeamento do retorno de lodo flotado e nas instalações necessárias para efetuar o tratamento do excesso de lodo removido.

Segundo o MP8-WEF a variante poço profundo oferece uma eficiência de remoção de carga orgânica na faixa de 85% a 90%, opera em uma faixa de idades do lodo **Oc** de 8 d a 20 d e de relação alimento organismos **U** de 0,25 kg DBO_5/kg SSVTA.d a 1 kg DBO_5/kg SSVTA.d. A concentração **X** de SSTA varia na faixa de 3.000 mg/L a 8.000 mg/L e a relação de recirculação **r** entre 0,25 e 0,5. A variante apresenta baixo custo construtivos, ocupa pouca área, pode receber larga gama de despejos, inclusive despejos industriais muito concentrados e é imune aos efeitos das variações climáticas.

6.3.4.7 Lodos Ativados em Batelada

Nas variantes dos lodos ativados até agora examinadas o afluente, após tratamento preliminar, atravessa algumas unidades de tratamento em cada uma das quais é submetido a um processo ou operação unitária. Estas unidades se sucedem ao longo do percurso à medida que o líquido atravessa a ETE. Ou seja: as operações ou processos ocorrem simultaneamente em unidades que são atravessadas sucessivamente pelo líquido.

Na variante dos lodos ativados em batelada o efluente do tratamento preliminar é submetido basicamente aos mesmos processos e operações unitárias que se sucedem essencialmente na mesma ordem. Porém, diferentemente das demais variantes, as operações ou processos se dão apenas em uma unidade. Ou seja: a sucessão ocorre não ao longo das unidades, mas ao longo do tempo.

A operação intermitente, ou "em batelada" (SBR de "*Sequencing Batch Reactor*", em inglês), é conhecida desde meados do século passado. Mas, segundo Von Sperling, sua difusão se deu a partir dos anos oitenta e ocorreu principalmente graças "*ao melhor conhecimento do sistema, ao emprego*

de vertedouros flutuantes mais confiáveis, ao desenvolvimento de uma instrumentação mais robusta e à utilização de controles com microprocessadores".

A variante em batelada utiliza apenas uma unidade de tratamento onde é introduzido o efluente do tratamento preliminar (a decantação primária raramente é utilizada). É nesta unidade que transcorrem todas as ações necessárias para promover o tratamento em ciclos sucessivos de durações determinadas. O retorno de lodo ativado é dispensável (e, portanto, não existe ELA) pela simples razão que a biomassa não necessita retornar ao reator biológico posto que se mantém sempre em seu interior onde, no momento adequado, ocorre sua sedimentação e posterior mistura com o líquido em um ciclo futuro.

Figura 6-76 – Variante em batelada: Vertedouro e aerador flutuantes

A única unidade de tratamento usada na variante em batelada (além das dedicadas ao tratamento preliminar) consiste em um tanque de formato retangular onde são instalados um ou mais aeradores (a variante usa quase que exclusivamente aeração mecânica superficial) e um vertedouro, ambos flutuantes e, portanto, capazes de acompanhar a variação do nível d'água. A Figura 6-76 mostra, à esquerda, um vertedouro flutuante e à direita um aerador, usados na variante em batelada. O vertedouro está ligado por um trecho de tubulação móvel à tubulação de saída do efluente, situada no exterior do tanque e dotada de uma válvula, a "válvula de saída". Quando esta válvula é aberta, o líquido penetra no vertedouro flutuante e é removido da unidade.

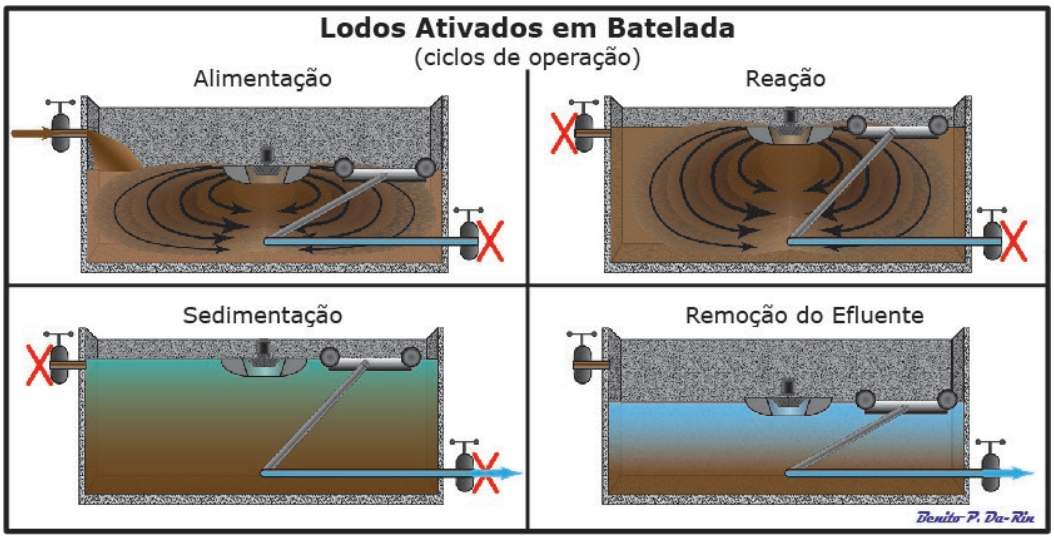


Figura 6-77 – Variante em Batelada – Diagrama esquemático dos ciclos de operação

Considerando-se que, como mencionado, a operação da variante em batelada transcorre em ciclos sucessivos e que em alguns deles o afluente não pode ser introduzido no tanque, a maioria das instalações que a adota dispõe de mais de um tanque, evitando assim o inconveniente de armazenar o esgoto na rede contribuinte enquanto o reator não pode ser alimentado (Ver Item 6.3.4.3).

A variante em batelada pode sofrer modificações para atender objetivos específicos (como por exemplo a remoção de nutrientes, como se verá adiante), mas de um modo geral os ciclos são os abaixo listados e mostrados nas imagens da Figura 6-77.

- **Alimentação**: Neste ciclo a matéria orgânica é fornecida e parte dela é consumida. O afluente, submetido previamente a tratamento preliminar, é introduzido na unidade (em geral por bombeamento). A válvula de saída permanece fechada e (no caso mais comum) o aerador flutuante ligado. A duração deste ciclo depende do volume do tanque e da vazão afluente, variando na razão direta do volume e na inversa da vazão (ver adiante). Como logo se verá, imediatamente antes do início deste ciclo o nível d'água no interior do tanque havia atingido seu mínimo. Em consequência, este nível se eleva à medida que o ciclo de alimentação prossegue. Naturalmente sua duração não deve exceder o tempo transcorrido até que o nível máximo, previamente fixado, seja atingido. Durante este ciclo, o lodo ativado é mantido em suspensão pela ação do aerador mecânico que, além da mistura, provê o oxigênio necessário para que os organismos aeróbios presentes no lodo consumam a matéria orgânica introduzida pelo afluente.
- **Reação**: Este ciclo se destina à redução da carga orgânica remanescente. Em seu início a introdução do afluente na unidade é interrompida, o aerador permanece ligado e a válvula de saída fechada, o que faz com que o nível d'água no tanque se mantenha estático. Não há mais introdução do afluente, mas ainda existe uma considerável massa de matéria orgânica no interior do tanque que não foi consumida na fase de alimentação. É esta matéria orgânica acumulada que nutre a biota contida no tanque que, por sua vez, utiliza o oxigênio suprido pelo aerador mecânico superficial para estabilizá-la. A influência da respiração endógena na qualidade do efluente e do lodo ativado presente no tanque depende da idade do lodo para a qual é ajustada a operação do processo (ou seja, da massa de excesso de lodo removida). Quando a idade do lodo é elevada, a concentração de matéria orgânica solúvel no tanque (normalmente expressa em termos de DBO_5) cai a níveis muito baixos, inferiores a 10 mg/L.
- **Sedimentação**: O objetivo deste ciclo é efetuar a separação sólidos/líquido para permitir a remoção de um efluente clarificado no ciclo seguinte. Nele, a introdução do afluente permanece interrompida e a válvula de saída fechada. O aerador mecânico superficial é desligado, cessando a homogeneização do líquido – que, permanecendo quiescente, enseja a sedimentação do lodo (o que significa que neste ciclo a unidade desempenha ambas as funções normalmente cumpridas pelo decantador final, ou seja, clarificação do efluente e adensamento do lodo – fato que deve ser levado em conta pelo projetista quando dimensionar o tanque, sobretudo no que toca à sua área). A duração do ciclo deve ser equivalente ao menor tempo capaz de impedir a perda de sólidos com o efluente no ciclo seguinte, somado a um pequeno período adicional para garantir a devida segurança (Rafael de Oliveira Santos et al., no trabalho "**Proposta de Um Método de Cálculo do Tempo de Sedimentação no Tratamento de Esgotos Por Lodos Ativados dm Batelada**", Eng. Sanit. Ambient. Vol 10, 2005, introduz um modelo matemático para calcular o tempo ótimo teórico de sedimentação em reatores em batelada que leva em conta a teoria do fluxo de sólidos).

- **Remoção**: Este ciclo tem por objetivo remover o efluente do tanque. Nele, tanto a admissão do afluente quanto a aeração permanecem interrompidas e a válvula de saída é aberta – de preferência lentamente. O vertedouro flutuante recolhe o líquido clarificado da superfície e o encaminha para fora da unidade através do tubo móvel e da tubulação de saída. A remoção do líquido provoca o abaixamento paulatino do nível d'água e o vertedouro flutuante acompanha esta variação. A duração deste ciclo depende do nível mínimo estabelecido para o tanque e da vazão efluente que, por sua vez, depende das características do vertedouro flutuante – que, seja qual for a vazão que capture, deve ter um comprimento de crista suficiente para que a velocidade do líquido provocada no interior do tanque por essa vazão não levante o lodo sedimentado, mesmo quando próximo do nível mínimo.
- **Repouso**: este ciclo pode ou não existir (e por isso não foi incluído no esquema da Figura 6-77). Caso exista, será sempre em ETEs com mais de um tanque. Seu objetivo é aguardar que o(s) tanque(s) adicional(ais) complete(m) seu conjunto de ciclos, liberando o afluente para ser encaminhado para o tanque em tela. A duração depende da operação do(s) tanque(s) adicional(ais). Nele, fecha-se a válvula de saída, mas o afluente ainda não é encaminhado para o tanque. Note que, mesmo no caso em que uma ou mais das unidades adicionais estejam recebendo afluente, nada impede que a vazão seja distribuída simultaneamente por todos os demais tanques em condições de recebê-la (ou seja, que estejam operando no ciclo de alimentação ou de reação), o que torna desnecessário o ciclo de repouso. Porém, se o operador preferir que ele exista, a remoção de excesso de lodo deve ser feita de junto ao fundo do tanque logo no início dele. Terminada esta remoção o aerador deve ser religado e permanecer homogeneizando o conteúdo do tanque até que o afluente volte a ser encaminhado para o tanque, iniciando o ciclo de alimentação da próxima sucessão de ciclos. Caso não exista o ciclo de repouso, a remoção de excesso de lodo deve ser feita no final do ciclo anterior, sempre do fundo do tanque.

Segundo o MP-8/WEF as vantagens oferecidas pela variante em batelada são: eliminação do decantador final e elevatória de retorno de lodo, grande tolerância a choques de carga, clarificação sob condições quiescentes e flexibilidade para controle do intumescimento do lodo, além de não ser sujeita ao arraste do lodo para fora do processo devido ao aumento súbito da vazão. Ainda segundo a mesma fonte, na variante em batelada a soma dos tempos dos ciclos varia entre 7,6 h e 49 h, a relação **U** se situa na faixa de 0,03 kg DBO_5/kg SSVTA.d a 0,18 kg DBO_5/kg SSVTA.d, o que corresponde a uma idade do lodo **Oc** na faixa de 15 d a 80 d – o que permite incluir esta variante entre as de baixa carga.

6.3.4.8 Remoção biológica de nutrientes

As variantes até aqui examinadas têm como objetivo precípuo a remoção de carga orgânica, mais especificamente dos compostos de origem carbonácea (ver Item 1.3.2.1.2). Em alguns casos, se as autoridades ambientais assim o exigirem, elas podem ainda remover a demanda devida aos compostos nitrogenados via "nitrificação biológica" que, como vimos no Item 1.3.1 do Anexo 1, não implica alterações na configuração das unidades de tratamento, bastando ajustar a idade do lodo do processo em um valor capaz de garanti-la.

Convém, porém, notar que em ambos os casos é removida apenas a carga orgânica, não os compostos nitrogenados. Isso porque quando ocorre a nitrificação, os compostos de nitrogênio orgânico e amoniacal contidos no afluente são convertidos, por oxidação, em nitritos e, posteriormente, nitratos (ver Anexo 1), compostos químicos estáveis que já não consomem oxigênio quando lançados ao

corpo receptor, porém podem provocar outro tipo de inconveniente: a degradação da qualidade das águas deste corpo receptor através da eutrofização (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**do Anexo 1).

Dependendo do tipo do corpo receptor, da qualidade de suas águas e da massa de nutrientes contida no efluente tratado a ser nele descarregado, pode ser preciso remover esses nutrientes, particularmente os compostos de nitrogênio (principalmente) e fósforo (eventualmente) antes do lançamento do efluente tratado no corpo receptor.

Esta remoção, como se pode ver no Anexo 1, pode ser feita usando processos químicos ou bioquímicos. Os processos químicos foram examinados, ainda que superficialmente, no referido anexo. Os bioquímicos consistem em adaptar o processo dos lodos ativados de modo a promover tanto a nitrificação quanto a desnitrificação biológicas.

Essas adaptações constituem as variantes do processo destinadas à remoção biológica de nutrientes e serão examinadas a seguir.

6.3.4.8.1 Variante Ludzack-Ettinger

A variante Ludzack-Ettinger é a mais simples das adaptações do processo dos lodos ativados destinadas à remoção de nitrogênio por nitrificação/desnitrificação biológica. Como ela já foi discutida à título de exemplo no Item 6.2.3 não há necessidade de fazê-lo novamente aqui.

6.3.4.8.2 Desnitrificação em valos de oxidação

Como visto no Item 6.3.4.3 os reatores biológicos no formato de valos de oxidação são usados predominantemente na variação aeração prolongada, cuja principal característica é a adoção de idades de lodo acima de 18 dias.

Pois bem, tendo em vista os conceitos discutidos no Item 1.3.1 do Anexo 1, com essas idades do lodo é impossível evitar a nitrificação dos esgotos mesmo que ela fosse indesejada. Ou seja: quando se usa um reator em formato de valo de oxidação em uma variante com idade do lodo superior a 18 dias, o efluente é forçosamente nitrificado.

Por outro lado, um exame do Item 1.3.2 do Anexo 1 revela que, quando se tem um esgoto nitrificado (ou seja, com elevada concentração de nitratos), basta conservá-lo em um ambiente anóxico que contenha lodo ativado, manter este ambiente homogeneizado e fornecer matéria orgânica para que os chamados “organismos desnitrificantes” que fazem parte da própria biota do lodo ativado exerçam seu metabolismo para consumir esta matéria orgânica usando o oxigênio do radical nitrato como acetor de elétrons.

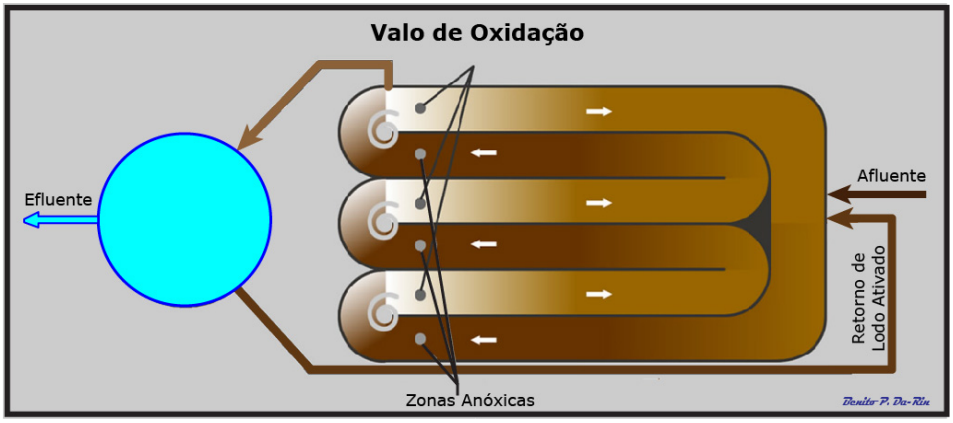


Figura 6-78 – Valo de oxidação – Zonas aeróbias e anóxicas

Ora, um valo de oxidação com o formato do exibido na Figura 6-78, também conhecido como "valo carrossel", é um reator biológico peculiar no interior do qual se sucedem ambientes aeróbios e anóxicos que se repetem ciclicamente. Basta um exame da figura para perceber que a zona próxima aos aeradores mecânicos é um ambiente onde o teor de oxigênio dissolvido é muito alto, portanto fortemente aeróbio. Por outro lado, como só há fornecimento de O_2 nesta zona enquanto seu consumo é feito continuamente ao longo do percurso, é fácil constatar que a medida que o esgoto se afasta de um aerador o teor de oxigênio no líquido decai paulatinamente. E a configuração do valo é tal que há um trecho de canal no qual não há qualquer fornecimento de oxigênio. Assim, é fácil concluir que, no lado oposto àquele onde se situam os aeradores, o teor de oxigênio é nulo, ou pelo menos muito baixo devido ao consumo contínuo ao longo do trajeto, enquanto o de nitratos é alto devido à elevada idade do lodo – o que configura um ambiente anóxico. Portanto, para que ocorra a desnitrificação neste trecho anóxico do canal, só falta a matéria orgânica. Que se encontra fartamente disponível no afluente.

Então, para usar um valo de oxidação tipo carrossel operando em longa idade do lodo para remover nitrogênio, basta adotar a configuração exibida na Figura 6-78, lançando o afluente juntamente com o lodo de retorno no trecho do valo oposto àquele onde se localizam os aeradores e removendo o efluente imediatamente a jusante do aerador que antecede este trecho (a escolha deste ponto para remoção do efluente do valo a ser encaminhado ao DF tem o objetivo de remover um líquido com alta concentração de oxigênio para evitar que condições anóxicas prevaleçam no interior do lençol de lodo do DF visando prevenir a ocorrência de desnitrificação no fundo do DF).

O uso de valo tipo carrossel para remover nitrogênio requer apenas pequenas alterações na configuração original do sistema, porém exige uma operação mais cuidadosa. Como a nitrificação/desnitrificação depende da formação de zonas aeróbias e anóxicas sucessivas, o controle do teor de oxigênio ao longo do canal deve ser cuidadosamente controlado, assim como a energia usada para fornecimento de oxigênio e mistura. O valo deve ser dotado de vertedouro de saída de altura variável de modo a permitir a redução do nível de imersão dos rotores de aeração nas ocasiões de baixa carga para garantir a formação da zona anóxica.

Nos sistemas deste tipo tanto as taxas de nitrificação quando as de desnitrificação são baixas devido às concentrações relativamente pequenas de matéria orgânica facilmente biodegradável e a concentrações residuais de oxigênio na zona anóxica onde se processa a desnitrificação. No entanto esses fatores são compensados pela grande massa de lodo contida no sistema graças a sua baixa relação alimento microrganismos, o que lhe permite alcançar eficiências superiores a 90% de remoção de nitrogênio (MP8-WEF).

6.3.4.8.3 Lodos ativados em batelada

A variante em batelada examinada no Item 6.3.4.7 pode ser utilizada para remoção de nitrogênio mediante a adoção de mais um ciclo de operação e a instalação de um misturador mecânico submerso no interior do tanque.

O novo ciclo, denominado "**reação anóxica**", transcorre entre os ciclos de aeração e de decantação (ver Figura 6-76). Nele, mantém-se fechada a válvula de saída, desliga-se o aerador, liga-se o misturador e reinicia-se a alimentação. Como o processo é dimensionado com idade do lodo suficientemente alta para garantir a nitrificação, a quase totalidade do nitrogênio orgânico e amoniacal contido no afluente é convertido em nitratos durante o ciclo de aeração que precede o de reação anóxica. Assim, no início deste ciclo a concentração de nitratos no tanque é elevada. O aerador então é desligado e o misturador ligado, fazendo com que o meio se torne anóxico porque não há mais oxigênio, há nitratos e o conteúdo do tanque se mantém homogêneo devido à ação do misturador. O esgoto afluente, que então volta a ser introduzido no tanque, fornece a matéria orgânica necessária para que o oxigênio contido no radical nitrato seja utilizado como acetor de elétrons pelos organismos desnitrificantes presentes no lodo ativado, provocando a liberação do nitrogênio sob a forma de gás, que se desprende. Em um curto período, ao final do ciclo de reação anóxica, a alimentação volta a ser interrompida e religa-se o aerador apenas pelo tempo suficiente para que o teor de OD se eleve até o nível operacional, evitando assim a desnitrificação no ciclo seguinte, o de decantação, quando o processo retoma sua marcha normal.

6.3.4.8.4 Processos Bardenpho e Bardenpho modificado

Bardenpho, um acrônimo de "BARnard DENitrification and PHOsphorous removal" ("desnitrificação e remoção de fósforo Barnard"), é uma variante dos lodos ativados (indevidamente designada como "processo") concebida por James Barnard na África do Sul visando promover a remoção biológica de nitrogênio de tal forma que se obtenha simultaneamente alguma remoção de fósforo (Barnard, J. L., "**A review of biological phosphorus removal in the activated sludge process**", Water S. A., 1976)

A variante transcorre em um único tanque subdividido em compartimentos alternados, anóxicos e aeróbios (ver Figura 6-79), que recebem o afluente, o lodo de retorno e recirculações internas. Algumas características do processo são bastante semelhantes às da variante Aeração Prolongada examinada no Item 6.3.4.3: dispensa a decantação primária, gera pequena quantidade de excesso de lodo altamente estabilizado, opera em idades do lodo superiores a 18 dias (para garantir a nitrificação completa do afluente) e a soma dos volumes das câmaras percorridas sucessivamente pelo líquido é aproximadamente igual ao volume de um TA de aeração prolongada, ou seja, corresponde a um tempo de aeração hidráulica que varia na faixa de 18 h a 24 h.

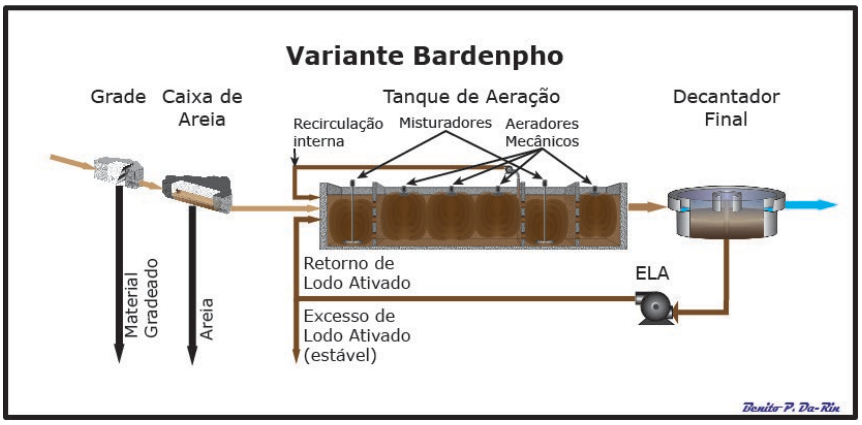


Figura 6-79 – Variante Bardenpho – Diagrama esquemático

A primeira câmara, dotada de um misturador tipo hélice submersa, recebe a vazão afluente **Q** (submetida apenas a tratamento preliminar), a vazão de retorno do lodo **Qr** e uma recirculação interna Q_E (do efluente da segunda câmara). A relação de retorno de lodo **r** varia entre 0,5 a 1,5 e a relação de recirculação do efluente da segunda câmara, r_E, varia entre 4 e 6 (esta relação r_E precisa ser grande posto que é a responsável pela introdução dos nitratos na primeira câmara, como se verá adiante). O tempo de detenção hidráulica nesta câmara, t_1 se situa na faixa de 2h a 6 h.

A segunda câmara é aerada e a massa de oxigênio nela fornecida deve ser suficiente para satisfazer as exigências tanto da remoção de matéria orgânica carbonácea como da nitrificação biológica. Seu tempo de detenção hidráulica t_2 varia entre 6h e 12h.

A terceira câmara é dotada de um misturador mecânico submerso e não é aerada. Seu tempo de detenção hidráulica t_3 varia na faixa de 2 h a 4h.

A quarta e última câmara é aerada e deve receber um suprimento de oxigênio capaz de elevar o teor de OD até um nível suficiente para evitar qualquer possibilidade de desnitrificação no fundo do DF. Seu tempo de detenção hidráulica se situa na faixa de 1 h a 2 h.

Como a primeira câmara não recebe oxigênio mas recebe o líquido recirculado da segunda e o retorno de lodo ativado, ambos com uma elevada concentração de nitratos, nela se estabelece um ambiente anóxico. Como ela recebe toda a matéria orgânica contida no afluente, praticamente todo o nitrogênio dos nitratos é removido em seu interior por desnitrificação biológica. Porém o nitrogênio orgânico e amoniacal, assim como a maior fração da matéria orgânica contidos no afluente, a atravessam e são lançados na segunda câmara.

Nesta segunda câmara o oxigênio fornecido pelos aeradores torna o ambiente aeróbio. Nele, a matéria orgânica carbonácea sofre forte redução e a nitrogenada é toda convertida em nitritos que por sua vez são convertidos em nitratos por nitrificação biológica – daí a elevada concentração de nitratos no seu líquido recirculado para a primeira câmara.

A terceira câmara, homogeneizada pelo misturador, recebe um líquido com elevada concentração de nitratos e alguma matéria orgânica que não foi removida na câmara anterior. Como ela não é aerada, um meio anóxico se estabelece em seu interior, onde o oxigênio do radical nitrato contido no efluente da segunda câmara funciona como acetor de elétrons do metabolismo dos organismos nitrificantes do lodo ativado, que usam como substrato a matéria orgânica que escapou da segunda câmara. Com isto, praticamente todo o nitrogênio remanescente é removido por desnitrificação biológica, assim como grande parte da matéria orgânica recebida por esta câmara.

A quarta e última câmara, aerada, recebe um afluente que contém o lodo ativado em suspensão em um líquido com baixíssima concentração tanto de nitrogênio quanto de matéria orgânica. Sua presença visa apenas gerar um ambiente fortemente aeróbio, fazendo com que seu efluente contenha oxigênio dissolvido suficiente para afastar qualquer possibilidade de desnitrificação no fundo do DF.

A qualidade do efluente desta variante é excelente. A elevada idade do lodo garante uma baixíssima concentração de DBO e as duas câmaras onde se processa a desnitrificação propiciam um efluente com uma concentração de nitrogênio total entre 2 mg/L a 4 mg/L ("**Mississipi Department of Environmental Quality – QP7498**").

Apesar de não ter sido concebida para remover fósforo, a variante Bardenpho propicia uma razoável eficiência de remoção deste nutriente devido ao fenômeno conhecido como "*luxury uptake*", que consiste na capacidade de alguns organismos aeróbios, conhecidos como acumuladores de fosfato (PAO, de "*Phosphate Accumulating Organisms*", como por exemplo as bactérias do gênero *Acinectobacter*), quando expostos a condições desfavoráveis como as que predominam em um meio anaeróbio, acumularem fósforo sob a forma de polifosfato (ou Poli-P) para usá-lo como nutriente caso eventualmente as condições se tornem favoráveis. E, com este objetivo, absorvem muito mais fósforo do que normalmente necessitam (daí a designação "*luxury*" que, em inglês, além de outras acepções, significa "excessivo", "além do necessário").

Como os PAO não são organismos desnitrificantes (ou seja, não conseguem obter oxigênio do radical nitrato), para eles as câmaras anóxicas da variante Bardenpho são tão desfavoráveis quanto um ambiente anaeróbio e, quando as atravessam, acumulam tanto fósforo quanto conseguem absorver. E uma fração significativa deste fósforo é subtraída do sistema quanto estes organismos são removidos juntamente com o excesso de lodo – daí a capacidade da variante Bardenpho remover uma quantidade razoável fósforo.

Quando se deseja otimizar esta remoção de fósforo utiliza-se o chamado "processo Bardenpho modificado", que consiste na adição der uma quinta câmara na cabeceira do tanque que recebe apenas o afluente e o lodo de retorno e é homogeneizada por um misturador submerso, sem aeração. Como a massa de nitrato introduzida apenas pelo retorno de lodo é relativamente baixa, é consumida rapidamente pelos organismos desnitrificantes, tornando o ambiente efetivamente anaeróbio, o que estabelece condições ainda mais favoráveis para que os PAO absorvam fósforo.

6.3.4.8.5 Processos dos dois – e dos três - lodos

Estas duas variantes – ainda designadas indevidamente de "processos" – também conhecidas como "remoção de nitrogênio em múltiplos estágios", eram muito comuns até os anos setenta do século passado mas caíram praticamente em desuso com o desenvolvimento das variantes acima discutidas. Elas consistem no uso de sistemas de aeração independentes encadeados, cada um deles com um objetivo determinado.

A primeira, conhecida como "Processo dos dois lodos" ("*dual-sludge process*", em inglês), opera em dois estágios, o primeiro destinado à nitrificação do afluente, o segundo à sua desnitrificação.

Na configuração tradicional, mostrada no esquema superior da Figura 6-80, o efluente primário é introduzido em um sistema de aeração com características idênticas ao de uma variante convencional com idade do lodo e suprimento de oxigênio suficientes para garantir a produção de um efluente totalmente nitrificado, ou seja, no qual se remove a maior parte do substrato orgânico carbonáceo e todo o nitrogênio orgânico e amoniacal é convertido em nitritos e estes em nitratos.

Este estágio, aeróbio, tem seus próprios decantador final e elevatória de retorno de lodo, exatamente como na variante convencional.

O efluente deste estágio contém elevada concentração de nitratos, praticamente nenhuma concentração de compostos de nitrogênio orgânico e amoniacal e carga orgânica necessariamente muito baixa. Este efluente é então lançado na entrada do segundo estágio, um conjunto de unidades muito semelhante a um sistema de aeração convencional, com a diferença que seu reator biológico é um tanque não aerado, apenas homogeneizado por misturadores mecânicos submersos.

Como este reator recebe um afluente com elevada concentração de nitratos, o lodo retornado do decantador final de seu próprio estágio e nenhum oxigênio, o ambiente em seu interior é tipicamente anóxico. Para que seu afluente seja desnitrificado falta apenas a matéria orgânica, que é suprida geralmente pela adição de metanol, um composto orgânico facilmente biodegradável e de custo acessível. Neste reator se dá então a desnitrificação, com altíssima eficiência, e seu efluente é encaminhado ao decantador final do segundo estágio, cujo líquido decantado contém baixíssimas concentrações de matéria orgânica e nitratos e cujo lodo sedimentado é retornado ao reator biológico pela ELA deste estágio. Note que, por razões evidentes, o lodo gerado neste estágio é constituído predominantemente por organismos desnitrificantes.

Algumas instalações usam uma configuração muito semelhante a esta última, com a única diferença que a matéria orgânica suprida ao segundo estágio, anóxico, a ser utilizada para a desnitrificação é uma pequena fração desviada da vazão afluente (ver imagem do centro da Figura 6-80). Esta configuração suprime a adição de metanol, porém seu efluente contém uma pequena concentração de compostos de nitrogênio orgânico e amoniacal proveniente da fração do afluente que foi usada para alimentar o segundo estágio com matéria orgânica e que não foi eliminada posto que a idade do lodo na qual opera o segundo estágio não é suficiente para nitrificar.

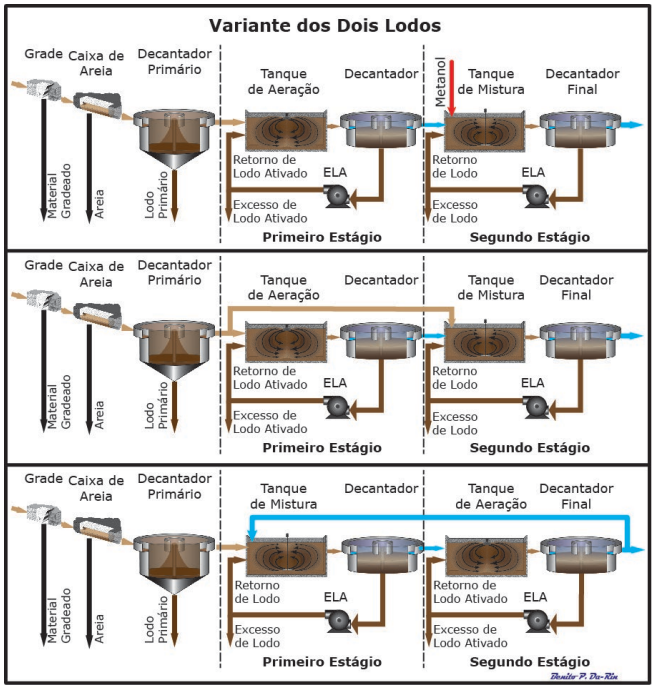


Figura 6-80 – Variante dos Dois Lodos – Diferentes configurações

Este problema pode ser resolvido utilizando essencialmente a mesma variante, apenas invertendo a ordem dos estágios, como mostrado no esquema inferior da Figura 6-80. Desta forma o primeiro

estágio é o anóxico, onde se processa a desnitrificação, homogeneizado por misturadores e ao qual não se fornece oxigênio. Ele recebe o efluente do decantador primário com seu substrato orgânico, o lodo recirculado de seu próprio decantador (formado quase que exclusivamente por organismos desnitrificantes) e uma vazão recirculada do efluente nitrificado do decantador final do segundo estágio. A relação de recirculação desta vazão deve ser suficientemente elevada para suprir a massa de nitratos necessária à desnitrificação.

A eficiência de remoção de nitrogênio desta configuração não é tão elevada quanto a da convencional, posto que seu efluente, forçosamente, deve conter algum nitrato, do contrário não haveria desnitrificação no primeiro estágio. Porém não contém compostos instáveis (nitrogênio orgânico ou amoniacal) e o gasto com energia é bem menor devido ao consumo de substrato durante a desnitrificação.

O chamado "processo dos três lodos" usa uma configuração semelhante, porém ainda mais radical: usa estágios independentes para a remoção da matéria orgânica carbonácea, nitrificação e desnitrificação. Seu diagrama esquemático é semelhante ao exibido na parte superior da Figura 6-80, com a diferença que é acrescentado um estágio adicional, com reator biológico aerado, logo após o primeiro. No primeiro estágio, de reduzida idade do lodo e pequeno consumo de oxigênio, se processa a remoção da matéria orgânica carbonácea. No segundo, com elevada idade do lodo, se dá a nitrificação do efluente do anterior. E, finalmente, no derradeiro estágio – cujo reator biológico é um tanque de mistura anóxico que recebe um fluxo de metanol – se efetua a desnitrificação.

Esta variante é mencionada aqui apenas para que se tome conhecimento de sua existência, pois praticamente caiu em desuso em virtude de seus custos elevados não apenas devido à necessidade da adição de uma fonte de carbono externa (o metanol usado no último estágio) como também ao maior número de unidades de tratamento. Por outro lado, a adoção de sistemas de aeração específicos para cumprir cada tarefa, com sua biomassa segregada, permite um controle operacional muito mais apurado e a otimização de cada estágio.

6.3.4.8.6 Reator Biológico de Leito Móvel (RBLM)

A ideia básica que orienta qualquer processo de tratamento biológico consiste em encaminhar o despejo a um recipiente (reator biológico) que contém certa massa de microrganismos (biomassa) que consome parte da matéria orgânica do afluente, usando-a como fonte de energia vital e matéria prima para produção de seu material celular. Cabe ao operador do processo assegurar a presença da massa necessária e suficiente desses organismos no interior do reator biológico.

Garante-se que a massa é apenas a necessária removendo-se o excesso produzido. Já para assegurar a presença da massa suficiente, há duas maneiras: impedir que ela se evada do reator ou, quando ela é carreada para fora dele com o efluente, separá-la do líquido e reconduzi-la ao reator.

A primeira maneira é adotada nos processos com biofilme, como os filtros biológicos e os reatores biológicos rotativos de contato tratados no Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, em cujo interior se mantém um meio suporte ao qual a biomassa permanece aderida (e por isso são também conhecidos como "processos com biomassa aderida"), formando um biofilme. Já nos processos com biomassa suspensa, nos quais a biomassa se evade do reator biológico com o efluente, efetua-se sua separação do líquido (em geral por sedimentação) e providencia-se seu retorno ao reator por bombeamento (a exceção corre por conta dos "Reatores MBR", examinados no Item 6.2.8.1 nos quais a biomassa, ainda que suspensa, é impedida de deixar o reator pela membrana semipermeável).

No caso dos processos com biofilme não há dificuldade em manter a biomassa no interior do reator, posto que ela permanece aderida ao meio suporte. O excesso de biomassa deixa o reator sem a necessidade da intervenção do operador, como se viu no Item 5.1.4. Porém, devido ao grande volume ocupado pelo meio e, no caso dos processos aeróbios, aos interstícios entre seus elementos para a circulação do ar, o porte de um reator de biomassa aderida é significativamente maior que o de um tanque de aeração de processo de lodos ativados de mesma capacidade.

Por outro lado, no caso dos lodos ativados, a necessidade de adensar o lodo até a concentração suficiente para bombeá-lo de volta ao tanque de aeração exige grande área de decantação e produção de um lodo de boa sedimentabilidade – e isto, como se viu no item 6.3.3.5 e no Anexo2, pode se tornar um grave problema operacional.

A solução ideal é uma variante dos lodos ativados cujo reator biológico mantém a biomassa homogeneamente distribuída em seu interior e em constante movimento, porém aderida a um meio suporte que permanece no interior do tanque.

Esta é a ideia que norteia a variante denominada Reator Biológico com Leito Móvel - RBLM, também conhecida por seu acrônimo inglês MBBR (de "*Moving Bed Biofilm Reactor*).

Como o biofilme permanece por longo período aderido ao meio suporte, nos processos com biomassa aderida o tempo médio de residência celular (equivalente à idade do lodo) é significativamente mais elevado que o de processos com biomassa suspensa, o que traz duas consequências importantes. A primeira consiste no fato de que a quantidade de excesso de lodo produzida nos RBLM é muito inferior àquela gerada no processo de lodos ativados, o que implica menores custos de tratamento e disposição final de lodo (Kawan et al.). A segunda é que o RBLM é capaz de promover a nitrificação biológica do afluente mesmo em regiões de clima frio (o processo originou-se no final dos anos 80 do século passado na Noruega visando principalmente a ampliação da capacidade e eficiência de ETEs de lodos ativados existentes). Com efeito, segundo Kawan, "*Tanto a nitrificação quanto a desnitrificação podem ser alcançadas nos processos baseados em biofilme já que os organismos nitrificantes, cuja taxa de crescimento é mais lenta, são retidos no biofilme*".

O resultado é um sistema de tratamento compacto e eficaz tanto na remoção de DBO quanto de nitrogênio e que propicia fácil separação de sólidos.

Além da facilidade de operação, o tratamento por RBLM é bastante compacto, mesmo se comparado aos lodos ativados. De acordo com o trabalho de Kawan A. J. et al ["**A Review on Sewage Treatment and Polishing Using Moving Bed Bioreactor (MBBR)**", Journal of Engineering Science and Technology Vol. 11, No. 8 – 2016, Reatores Biológicos de Leito Móvel], a área necessária para uma ETE que utiliza RBLM é de um terço a um quinto menor daquela ocupada por uma ETE por lodos ativados.

6.3.4.8.6.1 Características Do Meio Suporte

O elemento essencial do tratamento em RBLM é o meio suporte da biomassa, constituído por grande número de peças plásticas de pequenas dimensões, usualmente de polietileno, com densidade próxima de 0,95 (a NBR 12.209 determina que meios suporte usados em RBLM devem apresentar densidade entre 0,92 e 0,98), o que lhes garante plena mobilidade no interior do meio líquido. Estas peças em geral têm o formato de discos ou pequenos cilindros concêntricos com superfície corrugada, apresentando divisões internas e aletas externas com o objetivo de aumentar a superfície disponível para a adesão de um biofilme absolutamente análogo ao que recobre o meio percolante dos filtros biológicos (descrito no Item 5.1.4). Nos meios suporte dos RBLM a espessura deste biofilme usualmente se situa entre 50 e 300 micra.

Figura 6-81 Meios suporte para RBLM

Os discos apresentam diâmetro da ordem de 5 cm e altura menor que 0,5 cm e os cilindros diâmetro de 1 cm a 3 cm e altura da ordem de 1 cm a 2 cm (Kawan et al.). Eles são impedidos de deixar o reator por uma tela situada na saída do tanque (A NBR 12.209 exige a instalação de "*peneira de retenção do meio suporte*" para cujo dimensionamento "*deve ser considerada a vazão máxima*").

Há suportes de diversos tipos e formatos fornecidos por diferentes fabricantes. A Figura 6-81 exibe alguns deles.

O meio suporte de um RBLM se caracteriza por dois parâmetros básicos: a ocupação volumétrica, correspondente à porcentagem do volume do reator biológico ocupada pelo volume aparente do meio (que inclui os espaços vazios) e a superfície específica, definida como a relação entre a superfície total disponível no meio suporte para a formação de biofilme e seu volume aparente (a NBR 12.209 determina que a superfície específica de meios suportes usados no RBLM deve ser superior a 250 m^2/m^3)). Assim, área total disponível para a efetiva aderência de biomassa será igual ao produto da superfície específica pela quantidade de meios suporte efetivamente contida por unidade de volume, usualmente quantificada pela ocupação volumétrica, ou seja, um porcentual do volume do reator [Oliveira, D, V. M. "**Caracterização dos Parâmetros de Controle e Avaliação de Desempenho de Um Reator Biológico Com Leito Móvel (MBBR)**", dissertação de Mestrado, COPPE/RJ, 2008].

Admite-se que em um RBLM mais de 90% da biomassa permanece retida e prolifera no meio suporte, que é mantido em movimento no interior do reator devido ao turbilhonamento provocado pelo sistema de aeração – que, segundo Sandeep Joshi, pode utilizar difusores de bolhas grosseiras posto que o choque entre as peças reduzirá o tamanho das bolhas, aumentando a eficiência de aeração (a NBR 12.209 aceita o uso de difusores de bolhas finas, médias ou grosseiras).

A Figura 6-82 mostra o esquema de um típico Reator Biológico de Leito Móvel.

Como o meio suporte fornece grande superfície específica para reter o biofilme, pode-se dispensar a recirculação do lodo para manter a massa de organismos necessária no interior do reator. Embora seja possível adotá-la, particularmente quando se usa o RBLM para aumentar a capacidade de ETE de

lodos ativados, seu uso não é comum – o que desvincula o desempenho do processo das características de sedimentabilidade do lodo.

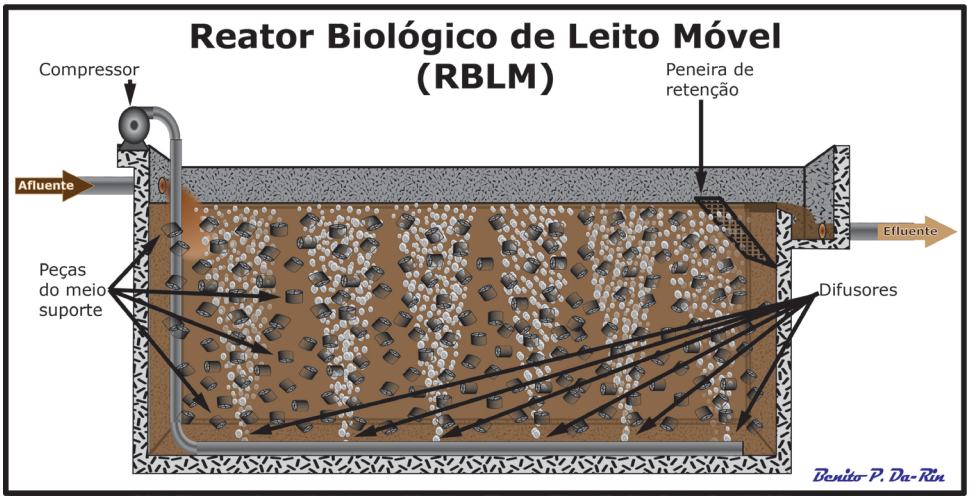


Figura 6-82 - Reator Biológico de Leito Móvel aerado

Independentemente de ser ou não adotada a recirculação, a remoção do excesso de lodo é feita exclusivamente da fração em suspensão que sedimenta no decantador final, já que, como é sabido (ver Item 5.1.4) o próprio processo controla o tempo médio de residência celular da biota aderida ao meio suporte pelo desprendimento de partes do biofilme, que acabam por sedimentar no decantador final constituindo o lodo biológico que é encaminhado para tratamento e destino final.

Em todo processo biológico de tratamento, é essencial o conhecimento da biomassa que ele deve conter. Vejamos qual a forma de avalia-la em um RBLM

6.3.4.8.6.2 Avaliação da Biomassa

No caso do RBLM, uma fração da biomassa se apresenta aderida ao meio suporte enquanto a fração remanescente se encontra em suspensão no líquido circundante o que, comparado ao processo de biomassa suspensa, retém mais biomassa por unidade de volume, permitindo assim maior aporte de substrato orgânico (Oliveira, D. V. M.).

De acordo com o disposto na NBR 12.209, ambas as frações devem ser consideradas para dimensionamento do processo.

A avaliação da biomassa suspensa, tanto em termos dos sólidos totais quanto da fração volátil, não apresenta dificuldade: é feita através de análises de sólidos em suspensão (ou resíduo não filtrável) do líquido contido no reator.

Já a avaliação da biomassa aderida não e tão simples. Há diversos métodos disponíveis, a saber: manual (remoção manual do biofilme por raspagem), com o uso de ultrassom (aplicação de ultrassom a peças do meio suporte imersas em água destilada), com o uso de hidróxido de sódio (imersão de peças do meio suporte em solução de NaOH) e pesagem direta da mídia (subtração do peso de certo número de peças do meio suporte após secagem em estufa à 105 ºC por 24h do peso das mesmas peças, submetidas à mesma técnica de secagem, após remoção do biofilme).

Além das dificuldades devidas ao fato de que em alguns casos se quantifica apenas os sólidos aderidos voláteis e em outros os sólidos aderidos totais, a falta de padronização dificulta a comparação de resultados. Com efeito, Fonseca, D. L. [no trabalho "**Desempenho de Sistemas MBBR**

em Diferentes Condições de Recheio e Vazão: Estudo em Escala Piloto e Laboratorial", dissertação de Mestrado, COPPE/RJ, 2016] afirma textualmente que "*há pouca clareza e padronização na literatura quanto aos métodos usados para quantificação de sólidos aderidos em suportes para reatores do tipo MBBR*" e "*... o sucesso de cada método depende, entre outros fatores, da mídia utilizada*".

Para apresentar os resultados de seu trabalho, após extensa série de testes utilizando sete diferentes métodos (alguns dos citados apresentam variações), Fonseca adotou a pesagem direta para as análises de sólidos aderidos totais e uma variante do uso de ultrassom para as de sólidos aderidos voláteis.

Já Oliveira, nas Conclusões e Recomendações de seu trabalho, também após extensa comparação de diferentes métodos de quantificação de biomassa aderida, sugere padronizá-la através da determinação da massa de sólidos voláteis aderidos e afirma que entre os métodos testados, o que promoveu o desprendimento de maior quantidade de sólidos foi a determinação com o uso de hidróxido de sódio associado à temperatura.

Como a NBR recomenda que o dimensionamento do processo deve incluir ambas as frações da biomassa, urge padronizar o método a ser adotado para a quantificação da fração aderida. De qualquer maneira, seja qual for o método a ser padronizado, ainda por determinação da NBR 12.209 em seu Item 6.7.7, para fins de dimensionamento do RBLM "*A massa de **SSV aderida** não pode ser considerada superior a 12 g**SSV**/m² de área superficial específica do material suporte de biomassa*" (nota: transcrição literal da norma; a nota é necessária porque escapa à percepção do autor como é possível que os sólidos voláteis estejam concomitantemente **suspensos** e **aderidos**).

Tendo em mente essas dificuldades para a avaliação da biomassa aderida e levando em conta que, por determinação da NBR 12.209, ela deve ser considerada no dimensionamento, pelo menos no estágio atual da tecnologia do RBLM não se dispõe de uma técnica racional para dimensionamento deste tipo de reator. Deve-se então ou operar uma instalação piloto que receba o mesmo afluente que a ETE a ser dimensionada para estabelecer os valores dos parâmetros do processo ou, simplesmente, adotar os dados fornecidos pelos fabricantes do meio suporta a ser utilizado ou disponíveis na literatura técnica pertinente (alguns deles são citados adiante).

6.3.4.8.6.3 Descrição do Processo

O RBLM é um sistema híbrido que procura combinar a simplicidade operacional da biomassa aderida com a economia de volume e maior eficiência da biomassa suspensa. Segundo Sandeep Joshi [no artigo "**MBBR**" publicado em "*SSWM - Sustainable Sanitation And Water Management*"], o RBLM é uma combinação dos processos de lodos ativados e filtros biológicos em que o volume total do reator biológico é utilizado para o crescimento da biomassa suspensa e, adicionalmente, contém um meio suporte formado por peças que se mantêm continuamente em movimento em virtude da agitação provocada pelo equipamento de aeração – na superfície do qual se desenvolve um biofilme.

Por exigência da NBR 12.209, "*Os reatores biológicos com leito móvel devem ser precedidos de remoção de areia e sólidos grosseiros, além de decantação primária ou tratamento anaeróbio. No caso da inexistência da decantação primária ou tratamento anaeróbio, devem ser precedidos de remoção de areia e peneiramento com abertura igual ou inferior a 3 mm*". Sendo assim, o fluxograma do processo é análogo ao de uma das variantes convencionais dos lodos ativados e seu diagrama esquemático é exibido na Figura 6-83.

A recirculação de lodo ativado é adotada em poucas instalações de RBLM, razão pela qual aparece no fluxograma como opcional. Essas poucas instalações em geral resultam da introdução do leito móvel em ETEs existentes de lodos ativados com o objetivo de ampliar sua capacidade.

Adotando-se ou não a recirculação, a função essencial do decantador final dos RBLM é clarificar o efluente. Isto porque, nas instalações que a adotam, a maior parte da biomassa se encontra aderida. Por isso a concentração da fração suspensa é bem mais baixa que a usualmente encontrada nos TA de lodos ativados, o que atenua significativamente a importância da ação do DF como espessador de lodo, facilitando bastante a operação do sistema.

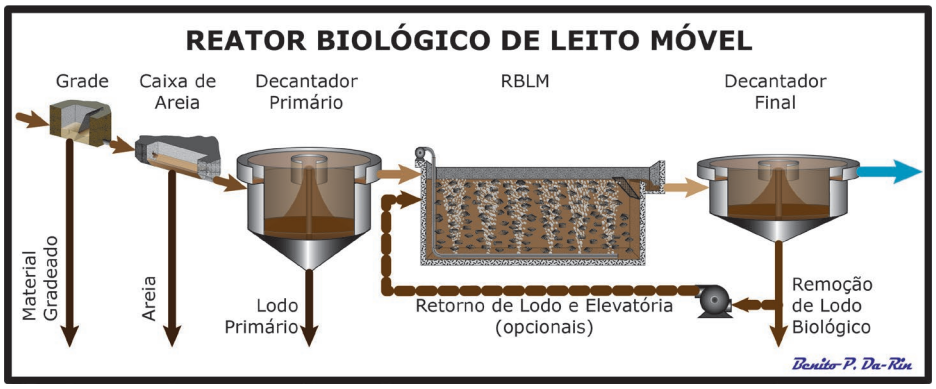


Figura 6-83 -Fluxograma do processo

Ainda por determinação da NBR 12.209, "*A vazão de dimensionamento do processo deve ser a vazão média afluente à ETE*".

6.3.4.8.6.4 Fatores de Influência no Desempenho

Segundo Kawan, "*A eficiência de um RBLM depende da ocupação volumétrica, da área do meio suporte, do suprimento de ar e da carga orgânica aplicada*". Estes devem ser, portanto, os parâmetros a serem considerados para o dimensionamento e operação do processo.

Deles, o mais importante é a superfície específica do meio suporte. De fato, ainda segundo Kawan, a carga orgânica superficial (relação entre carga orgânica fornecida e superfície total de meio suporte expressa em termos de kg DQO/m^2.h) desempenha papel crucial. Citando outros autores, Kawan afirma que o desempenho de sistemas com meios suporte de formatos distintos, porém recebendo a mesma carga superficial, não apresenta diferença significativa. E afirma textualmente: "*Portanto, conclui-se que o desempenho do sistema independe do formato das peças do meio suporte, sendo totalmente dependente da superfície específica do meio suporte*". Os tipos de meio suporte disponíveis no mercado apresentam superfícies específicas na faixa de 235 m^2/m^3 a 500 m^2/m^3. No Brasil o meio suporte a ser empregado em RBLM deve apresentar uma superfície específica interna superior a 250 m^2/m^3 por determinação da NBR 12.209.

Quanto à ocupação volumétrica, há diversos pontos a considerar. Isto porque o custo do meio suporte é um dos principais componentes do custo de investimento de um processo que adota o RBLM. E, por exprimir a porcentagem do volume do reator ocupada pelo volume aparente do meio suporte, a ocupação volumétrica é uma indicação do número de peças do meio suporte contido na unidade de volume do reator.

Em princípio, quanto maior seu valor (e, portanto, seu custo), maior a disponibilidade relativa de área para formação de biofilme e, portanto, melhor deve ser o desempenho do processo. Isto de fato

ocorre dentro de certa medida. Pois há um limite acima do qual o aumento da ocupação volumétrica não acarreta melhoria do desempenho. Segundo Kawan, isto se deve à competição entre biomassa aderida e suspensa, que faz com que a concentração de biomassa suspensa diminua com o aumento da biomassa aderida (que, por sua vez, é proporcional ao aumento da ocupação volumétrica). Como ambas são responsáveis pelo consumo de matéria orgânica, há uma porcentagem de ocupação acima da qual o balanço entre essas duas frações passa a se tornar desfavorável ao desempenho. Esta porcentagem corresponde aproximadamente a 70% que, portanto, não deve ser ultrapassada. Por isso a NBR 12.209 estabelece que a ocupação volumétrica deve situar-se entre 0,3 e 0,7 (valor adimensional; usualmente este parâmetro é apresentado na forma de porcentagem, portanto a faixa estabelecida pela Norma é de 30% a 70%). Autores citados por Kawan consideram que o valor ótimo se situa entre 50% e 66% quando se deseja nitrificar o efluente do reator (ver adiante).

Outro ponto a considerar é que em um dado RBLM o tempo de residência celular (ou idade do lodo) da biomassa aderida é significativamente maior que o da biomassa suspensa. O que leva à conclusão que é principalmente sob a forma de biomassa aderida que se apresentam os organismos nitrificantes (ver Anexo 1). Levando em conta o parágrafo anterior, pode-se concluir que quanto maior a ocupação volumétrica, maior a capacidade de nitrificação do sistema. Por essa razão Kawan afirma que "*estes fatos indicam que a ocupação volumétrica é um parâmetro vital no dimensionamento de um RBLM e deve ser escolhida considerando os objetivos do tratamento*".

O suprimento de ar é mais um componente importante do custo do processo e, segundo Oliveira, deve ser maior que o de um sistema de aeração de lodos ativados de mesma capacidade. Considerando que a movimentação do meio suporte é garantida mesmo com vazões relativamente pequenas de ar, nos RBLM a aeração dependerá apenas da concentração de Oxigênio Dissolvido (OD) que se deseja manter no líquido do reator. A NBR 12.209 não estabelece valor mínimo para este parâmetro mas, de acordo com a literatura técnica pertinente, o teor de OD não deve ser igual ou superior a 2 mg/L quando o processo se limita à remoção de carga orgânica e a 3 mg/L quando se deseja nitrificar o efluente.

A carga orgânica aplicada é expressa pela relação entre massa de DQO ou DBO fornecida na unidade de tempo à unidade de área de meio suporte, ou Carga Orgânica Superficial (COS). Em seu trabalho, citando diversos autores, Oliveira apresenta valores de COS na faixa de 3,3 kgDQO/m^2.d a 48 kgDQO/m^2.d, ressaltando que Odegaard sugere que o valor deste parâmetro não ultrapasse 37 kgDQO/m^2.d. Já Kawan cita um experimento no qual a variação de COS entre 6 kgDQO/m^2.d e 96 kgDQO/m^2.d correspondeu a uma variação da remoção de DQO de 95,1% a 45,2%.

6.3.4.8.6.5 Nitrificação/Desnitrificação no RBLM

Conforme mencionado, os RBLM oferecem grande facilidade para nitrificar seu efluente em virtude do elevado tempo médio de detenção celular da biomassa aderida ao meio suporte. Por isso foram desenvolvidas diversas configurações com o objetivo específico de promover a nitrificação e, eventualmente, a desnitrificação – neste último caso utilizando ainda um Reator Biológico de Leito Móvel não aerado (ver Figura 6-84) que, neste caso, opera como reator anóxico e onde a movimentação do meio suporte é garantida pela instalação de misturadores mecânicos (A NBR 12.209 dispõe que "*Nos reatores não aerados com leito móvel deve-se dispor de equipamentos de mistura para manter a movimentação do meio suporte, e sem danificá-lo*").

Como vimos ao discutirmos as variantes dos lodos ativados voltadas para a remoção de nutrientes (Item 6.3.4.8) há diversas configurações possíveis para atingir este objetivo. Aqui, para fins de

ilustração, mencionaremos apenas as configurações mais comuns cujos fluxogramas são mostrados na Figura 6-85.

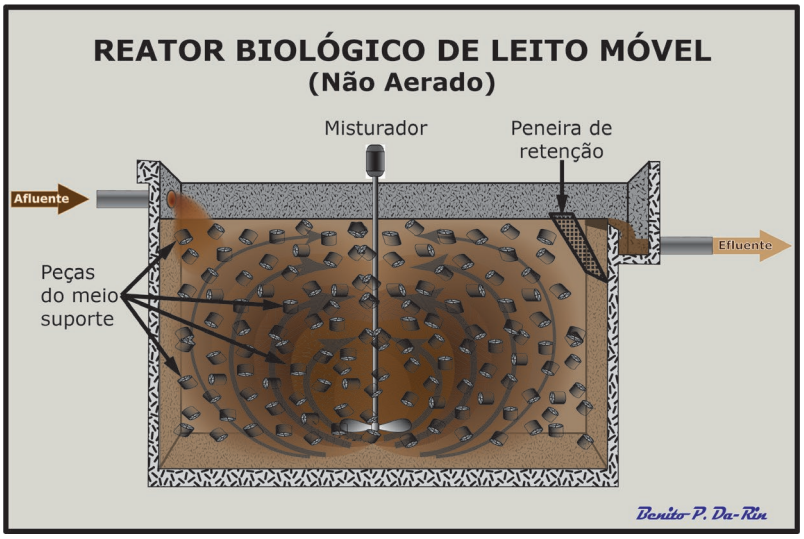


Figura 6-84 - RBLM não aerado

A parte superior da Figura 6-85 mostra uma configuração análoga à do "Processo dos dois lodos" discutido no Item 6.3.4.8.5que visa otimizar a nitrificação do efluente acrescentando um segundo RBLM aerado dimensionado especificamente com este objetivo (note que, como no caso dos lodos ativados, dependendo de certas condições – notadamente a temperatura – pode-se alcançar um nível razoável de nitrificação utilizando um único reator).

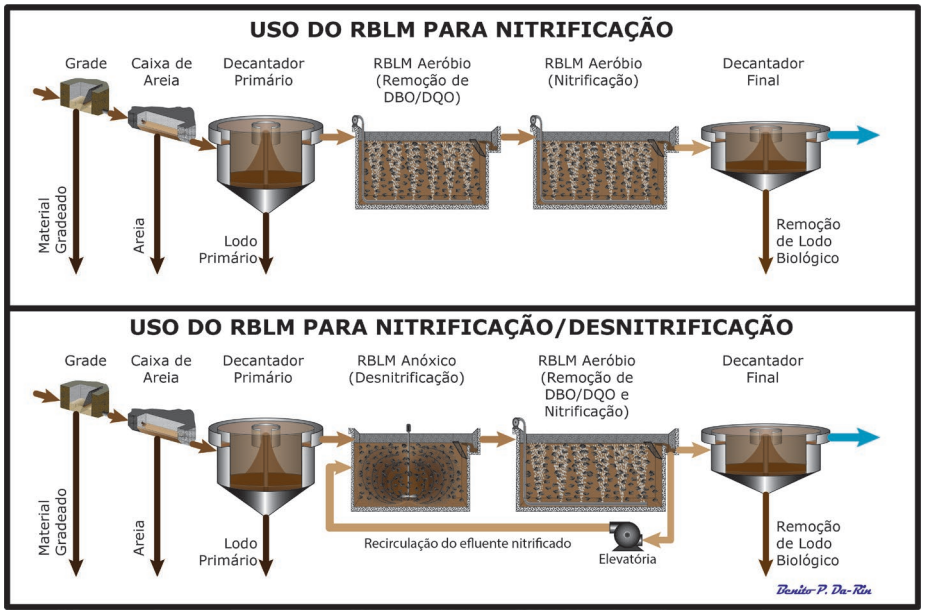


Figura 6-85 - RBLM para nitrificação e desnitrificação

A dinâmica do processo é absolutamente análoga à do referido "Processo dos dois lodos", com a diferença que em ambos os RBLM a recirculação foi eliminada por desnecessária.

A parte inferior da Figura 6-85 mostra o fluxograma de um sistema no qual acrescentou-se um RBLM não aerado imediatamente à jusante do tratamento primário. Este reator, além do efluente primário,

recebe ainda uma vazão significativa do efluente do RBLM aerado, dimensionado para promover a nitrificação de seu efluente. Assim, a vazão recirculada contém elevada concentração de nitratos que, ao encontrarem no reator não aerado a matéria orgânica trazida com o efluente primário, funcionam como aceptores de eléctron (ver Item 1.3.2do Anexo 1).

Com isto o RBLM não aerado torna-se um ambiente anóxico no qual a matéria orgânica é consumida pelos organismos desnitrificantes que, ao usar o radical nitrato como fonte de oxigênio, liberam o nitrogênio sob a forma de gás.

Convém notar que, graças ao fenômeno conhecido por "*luxury uptake*" abordado no Item 6.2.7.1.3, esta última configuração garante ainda uma significativa remoção de fósforo.

Página em branco

7 Tratamento Anaeróbio

Nesta unidade...

Teoria do processo
Estágios da digestão anaeróbia
Sistemas de tratamento anaeróbio
Tipos de reatores
UASB

7

7.1 Teoria do processo

7.1.1 Introdução

Como visto no item 2.4, a estabilização da matéria orgânica visando reduzir o consumo de oxigênio no corpo receptor é uma das ações de maior importância no tratamento de esgotos. Esta estabilização se dá através do metabolismo de seres vivos, seja via respiração (com o concurso do oxigênio disponível no ambiente) seja via fermentação (sem a utilização de oxigênio).

Neste tópico serão abordados os processos de tratamento que estabilizam a matéria orgânica sem o uso do oxigênio livre, denominados "processos anaeróbios".

Estes processos somente ocorrem na ausência tanto de oxigênio livre quanto de compostos orgânicos dos radicais NO_3^- (nitrato) e $SO_4^=$ (sulfato), posto que em sua presença os organismos aeróbios os utilizarão como aceptores de elétrons.

A estabilização da matéria orgânica por via anaeróbia também é conhecida como "digestão anaeróbia". Ela se desenrola em estágios sucessivos que dependem de um delicado equilíbrio de processos metabólicos de três diferentes grupos de organismos com distintas características fisiológicas: bactérias acidogênicas (ou fermentativas), bactérias acetogênicas (ou sintróficas) e árqueas (microrganismos metanogênicos).

Resumidamente, a digestão anaeróbia consiste inicialmente na hidrólise e fermentação, que converte compostos orgânicos complexos em ácidos orgânicos (ou ácidos graxos voláteis, AGV) com o concurso das bactérias acidogênicas, seguidas pela conversão destes ácidos e outros compostos intermediários em acetato e gás carbônico pelas bactérias acetogênicas e, finalmente, na conversão

destes últimos compostos em metano e produtos estáveis pelas árqueas. A sucessão destes estágios ou etapas será discutida no próximo Item.

Durante décadas a digestão anaeróbia foi usada praticamente apenas na fase de estabilização de lodos produzidos no tratamento dos esgotos, cuja característica é uma elevada concentração de matéria orgânica. Seu uso para o tratamento de efluentes mais diluídos, como o próprio esgoto sanitário, era raro e se limitava a unidades de baixa eficiência, como lagoas anaeróbias, e porte muito pequeno (fossas ou tanques sépticos) ou pequeno (decanto-digestores ou tanques Imhoff). Isto porque, como se verá adiante, a lenta taxa de crescimento dos organismos participantes, notadamente as árqueas, exigia um controle cuidadoso do processo. E, ainda assim, o processo sofria de instabilidades que levavam a ocorrência de desequilíbrios cuja recuperação era bastante demorada.

No entanto o tratamento anaeróbio apresenta grandes atrativos, sobretudo no que diz respeito aos aspectos econômicos – atrativos que se tornam cada vez maiores na medida que aumentam os custos de energia, já que uma das mais notáveis características da digestão anaeróbia é não apenas o fato de consumir pouquíssima energia como também a possibilidade de gerá-la com a combustão do metano, seu principal subproduto. Por esta razão, a partir dos trabalhos de P. L. McCarty nos anos sessenta do século passado, foram desenvolvidas diversas pesquisas visando melhorar o desempenho do processo, sobretudo para o tratamento de efluentes líquidos com relativamente baixa concentração de carga orgânica, como os esgotos domésticos.

O resultado destas pesquisas foi o desenvolvimento dos chamados “sistemas de alta taxa”, capazes de reter quantidades significativas de biomassa mesmo em reatores com tempos de detenção hidráulica relativamente baixos (ou elevadas taxas de aplicação hidráulica). Tais sistemas derivaram do maior conhecimento dos fenômenos bioquímicos envolvidos nos processos anaeróbios e de sua cinética, caracteristicamente mais lenta que a dos processos aeróbios. Esta constatação levou ao desenvolvimento de tanques e reatores nos quais se desvinculou o tempo de detenção hidráulica do tempo médio de detenção celular (ou “idade do lodo”, correspondente ao período médio que os microrganismos permanecem no sistema de tratamento).

Esta desvinculação foi possível apelando para três diferentes alvitres, sozinhos ou em conjunto:

- criando-se no interior do reator uma região onde os sólidos em suspensão (formados principalmente por flocos de microrganismos) permanecem retidos e fazendo o afluente a ser tratado atravessá-la;
- mantendo-se, no interior do reator, um meio suporte a cuja superfície os organismos aderem, aí permanecendo enquanto o reator é atravessado pelo afluente a ser tratado e;
- preenchendo-se o interior do reator com um meio suporte constituído de pedras ou outro material (plástico, por exemplo) à cuja superfície uma fina camada de microrganismos (biofilme) permanece aderida enquanto o esgoto os atravessa.

O emprego destas técnicas levou ao desenvolvimento dos processos modernos de tratamento de esgotos por via anaeróbia “de alta taxa”, que serão discutidos adiante. Como se verá, alguns deles apresentam eficiências de remoção de carga orgânica da ordem de 70% ou maior, tempos de detenção hidráulica inferiores a 12 horas e consumo de energia extremamente baixo, o que tem levado a sua forte disseminação.

Na comparação com os processos aeróbios, os anaeróbios apresentam algumas desvantagens. A mais substancial é não conseguirem atingir o mesmo grau de eficiência, seja no que toca à remoção de

carga orgânica, como no que diz respeito à remoção de sólidos em suspensão e microrganismos patogênicos. Além disso, sua operação é mais complexa, o processo é mais instável, quando ocorrem desequilíbrios o tempo de recuperação é bem maior, são muito mais sensíveis a flutuações tanto de vazão quanto de carga orgânica, mais dependentes da eficiência com que são operadas as unidades de pretratamento (sobretudo no que toca àquelas responsáveis por evitar obstruções e má distribuição de fluxo nos reatores) e muito mais sensíveis à ação de compostos tóxicos eventualmente presentes no afluente.

Por outro lado, apresentam vantagens bastante significativas. A começar pelo custo de implantação, que se estima ser de duas a três vezes menor que o de processos aeróbios mecanizados. Além disso, a produção de lodo é menos de um terço da gerada por processos aeróbios e os custos operacionais são significativamente menores (principalmente devido ao baixíssimo consumo de energia), além da possibilidade de gerar energia com a queima do metano). Finalmente, considerando-se que os processos anaeróbios sofrem importante influência da temperatura, as condições climáticas vigentes na maior parte do território brasileiro são bastante favoráveis ao uso do processo.

7.1.2 Estágios da digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo natural que pode ocorrer sem intervenção externa. Ela consiste na conversão em gases (CH_4 e CO_2) de parte da matéria orgânica complexa presente nos lodos e nos esgotos. Os próprios microrganismos presentes no afluente, ao encontrarem condições propícias à vida, proliferam em grande número e promovem as modificações bioquímicas na matéria orgânica.

Os compostos inorgânicos particulados contidos no despejo atravessam o processo de digestão anaeróbia sem serem afetados. Assim, a massa de material inorgânico particulado (expressa em termos de Sólidos em Suspensão Fixos, ou SSF) que sai do reator é a mesma que nele penetra.

Já os compostos orgânicos presentes no lodo ou no próprio esgoto bruto são constituídos primordialmente por proteínas, carboidratos e lipídios e se apresentam principalmente em forma particulada, constituindo os Sólidos em Suspensão Voláteis (SSV). Dependendo das condições da digestão, sua massa pode sofrer significativa redução.

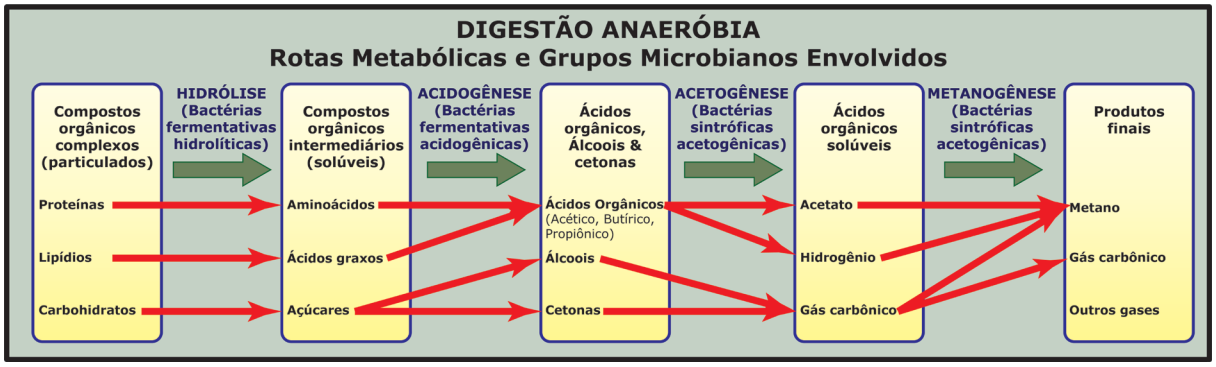


Figura 7-1 - Digestão anaeróbia: sequência de processos

Se não houver intervenção do operador visando otimizar o processo, ou seja, caso se leve a cabo o processo natural de digestão anaeróbia, ocorrerá aquilo que se convencionou chamar de **digestão técnica** que, como mostra a Figura 7-1, se processa em quatro fases ou estágios sucessivos: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. Sua duração depende da temperatura. Em condições

ambientais normais, quando a temperatura se mantém na faixa entre 25 ºC e 35 ºC, ela se desenvolve em cerca de trinta a sessenta dias.

Para acelerar o processo, a intervenção do operador consiste principalmente em procurar homogeneizar o conteúdo do reator e manter a relação acidez/alcalinidade sob controle, objetivando fazer com que as quatro fases abaixo descritas ocorram tão simultaneamente quanto possível.

7.1.2.1 Hidrólise

A digestão anaeróbia é um processo eminentemente bioquímico, ou seja, ocorre exclusivamente graças ao concurso de microrganismos.

Como sabemos, microrganismos não conseguem se alimentar diretamente de material particulado, já que o processo de transporte do alimento para o interior das células se dá por osmose, que só pode ocorrer com compostos solubilizados. Portanto, o primeiro passo deve necessariamente consistir na conversão de material particulado em compostos solúveis. Este passo se denomina **hidrólise** e é promovido pelas bactérias com capacidade hidrolítica. Tais bactérias segregam para o meio exterior determinadas enzimas (exoenzimas ou enzimas extracelulares, assim chamadas por agirem no exterior da célula) que atuam como catalisadores bioquímicos para as reações que resultam na hidrólise.

As bactérias fermentativas hidrolíticas são específicas. Por exemplo: os gêneros *Clostridium, Staphylococcus e Micrococcus* segregam lipases, exoenzimas responsáveis pela degradação de lipídeos em ácidos graxos e glicerinas. Já os gêneros *Acetivibrio, Staphylococcus, Eubacterium e Clostridium* segregam amilases, utilizadas na hidrólise dos carboidratos, transformando polissacarídeos em açúcares de cadeia menor (mono e dissacarídeos). A maioria das demais bactérias envolvidas, como *Butyvibrio, Selenomonas, Proteus, Clostridium, Bacillus, Bacteroides, Fusobacterium* e *Petococcus*, geram proteases, enzimas responsáveis pela quebra das longas cadeias moleculares das proteínas, gerando aminoácidos.

A hidrólise é uma etapa naturalmente lenta e, em alguns casos, pode limitar a rapidez de todo o processo de conversão de matéria orgânica (digestão). São diversos os fatores intervenientes, dentre os quais podem ser citados:

- Temperatura no interior do reator;
- Tempo de residência celular θ_c (em geral, nos reatores anaeróbios, igual ao tempo de detenção hidráulica **t**);
- Composição do substrato orgânico;
- pH e alcalinidade do líquido no interior do reator.

7.1.2.2 Acidogênese

A acidogênese consiste na metabolização dos produtos solúveis resultantes da hidrólise pelas bactérias fermentativas acidogênicas. Tem este nome porque a maior parte dos produtos que gera são ácidos orgânicos.

Participam desta fase uma grande diversidade de bactérias. As mais comumente encontradas nos reatores anaeróbios são *Bacillus, Bacteróides, Butyribacterium, Clostridium, Desulfobacter, Escherichia, Eubacterium, Lactobacillus, Micrococcus, Propionibacterium, Pseudomonas, Ruminococcus* e *Streptococcus.* A grande maioria delas é estritamente anaeróbia, mas poucas

espécies são facultativas, isto é, metabolizam por via aeróbia quando há oxigênio presente. Este fato é especialmente importante nos reatores anaeróbios para tratamento de esgotos onde, por deficiência de projeto, pode haver a penetração de algum oxigênio dissolvido juntamente com o esgoto afluente. Neste caso, a ação destas espécies facultativas ao consumirem este oxigênio é extremamente benéfica, já que evita o efeito tóxico do oxigênio sobre as demais espécies estritamente anaeróbias, em especial as árqueas metanogênicas (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**).

Os compostos solúveis complexos produzidos pela hidrólise são absorvidos por osmose para o interior das células das bactérias acidogênicas e aí metabolizados, gerando compostos mais simples. Estes compostos são principalmente ácidos orgânicos (AGV ou Ácidos Graxos Voláteis como propiônico, butírico e acético), álcoois (etanol), cetonas (acetona) e gases (CO_2 e H_2). A intensa produção de ácidos faz com que, nesta fase, o pH apresente forte tendência a cair, podendo chegar a níveis inferiores a 5 se não forem tomadas providências para controle.

7.1.2.3 Acetogênese

A acetogênese utiliza como substrato os produtos gerados pela fase anterior, a acidogênese, e os converte nos compostos básicos para a geração de metano, a saber: gás carbônico, hidrogênio e, principalmente, acetato (daí o nome). Cerca de 70% da matéria orgânica usada como substrato (expressa em termos de DQO) é convertida em ácido acético, enquanto o restante se apresenta principalmente sob a forma de hidrogênio. Este hidrogênio tende a fazer cair o pH do meio.

Os agentes biológicos da acetogênese são as bactérias sintróficas acetogênicas. Nos reatores biológicos onde se processa a digestão, os gêneros encontrados são *Syntrophobacter* e *Syntrophomonas*.

7.1.2.4 Metanogênese

A metanogênese é a derradeira etapa da digestão anaeróbia. Ela converte o acetato e hidrogênio gerados na etapa anterior em metano e gás carbônico. O metano concentrará então a totalidade da matéria orgânica expressa em termos de DQO utilizada no processo.

Esta etapa é a única que se desenvolve sem a participação de bactérias. Seus agentes biológicos são organismos pertencentes ao domínio *Archaea.*

As árqueas responsáveis pela etapa de metanogênese da digestão anaeróbia são, justamente, as árqueas metanogênicas das ordens Methanobacteriales, Methanococcales, Methanomicrobialis, Methanosarcinales e Methanopyrales. São todas estritamente anaeróbias e extremamente exigentes no que toca ao substrato que utilizam, dando preferência ao ácido acético, hidrogênio e dióxido de carbono, podendo utilizar ainda o ácido fórmico, metanol, metilaminas e monóxido de carbono.

Da digestão anaeróbia participam dois grupos: as árqueas metanogênicas acetoclásticas, que usam acetato como substrato e liberam CO_2 e CH_4, e as árqueas metanogênicas hidrogenotróficas, que usam gás carbônico e hidrogênio para produzir metano.

Ao fim e ao cabo, terminado o processo, os produtos finais da digestão anaeróbia se resumem a metano (cerca de 65%) e gás carbônico (cerca de 35%), além de uma porcentagem inferior a 1% de outros gases (dentre os quais o único que assume alguma importância é o gás sulfídrico por seus conhecidos inconvenientes: em baixas concentrações exala um odor profundamente desagradável,

em concentrações maiores é extremamente tóxico podendo levar ao óbito em minutos se inalado e quando oxidado produz ácido sulfúrico, altamente corrosivo).

Praticamente toda carga orgânica processada pela digestão anaeróbica é convertida em metano.

Importante

É uma prática usual a redução do tempo da digestão manipulando os fatores que nela exercem influência visando reduzir o porte das unidades de tratamento onde se promove a digestão.

7.1.3 Rapidez da digestão anaeróbia

A rapidez com que se processa a digestão anaeróbia depende de diversos fatores, a saber: inoculação, pH, temperatura e agitação do meio. Atuando-se sobre estes fatores consegue-se reduzir significativamente o tempo de digestão.

7.1.3.1 Inoculação

O fenômeno de digestão depende da quantidade de microrganismos presentes no ambiente em que se dá a digestão. Se não há adição de substrato, no início do processo esta quantidade é pequena, porém aumenta à proporção que os microrganismos vão se reproduzindo e, no final do processo, reduz-se devido à diminuição da quantidade de alimentos presentes (matéria orgânica instável).

A adição regular do afluente em quantidades e intervalos adequados estabelece o equilíbrio entre o número de organismos e a quantidade de alimentos, acelerando o processo.

7.1.3.2 pH e alcalinidade

O processo de digestão se desenvolve com maior rapidez em um meio ligeiramente alcalino (pH entre 7 e 7,4).

A presença de ácidos voláteis em elevadas concentrações pode inibir o processo. Ela deve ser determinada usando análises laboratoriais executadas regularmente em amostras coletadas no líquido do interior do reator. Concentrações de ácidos voláteis superiores a 500 mg/L indicam um ambiente pouco favorável à digestão enquanto concentrações da ordem de 300 mg/L indicam condições próximas à ideal.

A alcalinidade, expressa em termos de carbonato de cálcio ($CaCO_3$) é um parâmetro igualmente importante. Em lodos digeridos seu valor chega a alcançar 1.800 mg/L. A análise de controle deve ser feita em alíquotas da mesma amostra coletada para determinar a concentração de ácidos voláteis. Em condições normais de operação seu valor jamais deve ser inferior a 1.000 mg/L como $CaCO_3$.

Porém, no que toca ao estabelecimento das condições ideais para operação de digestores anaeróbios, talvez o parâmetro mais importante seja a relação numérica entre as concentrações de acidez e alcalinidade. Para assegurar boas condições de operação no digestor anaeróbio, esta relação deve sempre se manter em um patamar inferior a 0,5.

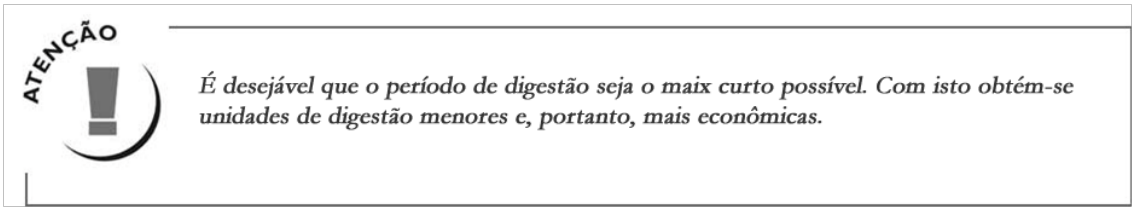
7.1.3.3 Temperatura

A temperatura é sempre um fator de influência em qualquer processo biológico, em especial nos processos anaeróbios. Mas, a digestão se dá com maior eficiência em duas faixas:

- de 30º C a 45º C - denominada digestão mesófila;
- de 45º C a 57º C – denominada digestão termófila.

Na prática, a temperatura considerada ótima situa-se entre 30º C e 35ºC (considerada preferível pela NBR 12.209 que, no entanto, admite que ocorra na faixa de temperaturas entre 20º C e 35ºC).

Em locais de clima frio, quando se usa a digestão para estabilizar o lodo dos esgotos, é prática usual aquecer os digestores para reduzir o período de digestão (as técnicas utilizadas para aquecimento serão discutidas no Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**). Se este for o caso, a NBR 12.209 recomenda que a temperatura seja mantida na faixa entre 50 ºC e 57 ºC.



A tabela a seguir apresenta a correlação entre temperatura e período de digestão.

Tabela 7-1 Correlação entre temperatura e tempo de digestão

Temperatura	Tempo de digestão
15ºC	55 dias
20ºC	45 dias
25ºC	35 dias
30ºC	28 dias
35ºC	25 dias

7.1.3.4 Grau de mistura

O grau de mistura entre o afluente e a biomassa participante do processo é essencial para que os organismos entrem em contato com o alimento e possam processá-lo. Em sistemas de biomassa aderida não há necessidade de mistura, posto que o contato é garantido pelo simples fato do afluente atravessar o meio suporte ao qual adere a biomassa. Portanto só tem sentido discutir o grau de mistura nos reatores de biomassa dispersa.

Nestes, quando usados para tratamento de esgotos, a mistura é garantida pelas condições de fluxo hidráulico no interior do reator e, no caso dos reatores de manta de lodo e fluxo ascendente, pela distribuição do afluente no fundo da unidade, que deve ser a mais homogênea possível.

Nos reatores utilizados para a estabilização do lodo de esgotos (digestores anaeróbios), devido sobretudo a seu elevado tempo de detenção hidráulica, o grau de mistura adequado somente pode ser alcançado mediante a agitação do material no interior do reator. Esta agitação acelera o processo porque, além de favorecer o escoamento dos gases produzidos no interior da massa em digestão, homogeneíza o material, diminuindo as variações de pH. As técnicas usadas para este fim nos digestores de lodo serão discutidas no Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**.

7.1.4 Produção de gás

Durante o processo de digestão há formação de gases, principalmente de metano (CH_4; cerca de 65%) e gás carbônico (CO_2; cerca de 35%) além de outros em muito menor porcentagem. Esta mistura de gases denomina-se gás de esgoto. Sua principal característica é possuir poder calorífico de 5.000 a 6.000 cal/m^3 devido à presença do metano, que o torna um bom combustível.

Se for considerada a conversão total da matéria orgânica removida (expressa em termos de DQO) em gás metano, chega-se a um total teórico de 350 ml de gás metano nas CNPT por grama de DQO removida. Esta produção, no entanto, é bastante superior à obtida na prática e pode ser considerada como o valor teórico máximo admissível, usada apenas para fins de estimativa expedita.

Na prática pode-se estimar que a produção total de gás nos processos aeróbios de tratamento de esgotos sanitários varie na faixa de 5 L a 20 L por habitante atendido, sendo de 50% a 70% deste volume correspondente ao gás metano.

7.2 Tratamento anaeróbio

Os processos anaeróbios de tratamento podem ser classificados em:

- Sistemas convencionais
  - Digestores de lodo
  - Tanques sépticos e decanto-digestores
  - Lagoas anaeróbias
- Sistemas de alta taxa
  - Biomassa aderida
  - Biomassa dispersa

7.2.1 Sistemas convencionais

Considerou-se mais conveniente abordar neste tópico apenas os sistemas considerados de alta taxa. Isto porque, como os demais sistemas vêm sendo utilizados há décadas e incorporados às fases ou processos de tratamento convencionais, sua abordagem foi mantida nos tópicos que discutem estes processos ou fases.

Assim, os digestores de lodo serão discutidos no tópico relativo ao tratamento de lodo, mais especificamente no trecho dedicado às técnicas de estabilização de lodo, no Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.** que trata da Digestão Anaeróbia. Os tanques (ou fossas) sépticos e decanto-digestores (tanques Imhoff), por sua vez, já foram discutidos no tópico referente a

tratamento preliminar e primário, especificamente no Item 3.2.3, que aborda os sistemas conjugados. Já a discussão das Lagoas Anaeróbias será incorporada ao tópico que trata das lagoas de estabilização, no Item 8.1.2.

Restará para este tópico, então, apenas o estudo dos processos modernos, os chamados sistemas de alta taxa, que serão abordados a seguir.

7.2.2 Sistemas de alta taxa

Como visto acima, os sistemas de alta taxa derivaram do emprego de técnicas que visam aumentar o tempo de permanência da biomassa nos reatores, tornando-o independente do tempo de detenção hidráulica, assim como melhorar as condições de mistura entre biomassa e afluente ao reator.

Estas alterações resultaram em dois tipos de reatores de alta taxa. Aqueles em que o tempo de residência da biomassa aumenta porque ela permanece aderida à superfície de um meio suporte (sistemas de biomassa aderida) e aqueles em que ela flocula ou forma grânulos livres que são mantidos no interior do reator porque as condições hidráulicas do fluxo neste reator impedem que sejam carreadas para fora dele (sistemas de biomassa dispersa).

Ambos os tipos serão aqui abordados.

7.2.2.1 Sistemas de biomassa aderida

Nos sistemas de biomassa aderida os organismos que se formam no interior do reator aderem à superfície de um leito ou meio suporte sólido que:

- É atravessado longitudinalmente ou em fluxo vertical (ascendente ou descendente) pela vazão do afluente a ser tratado (sistemas de leito fixo);
- Se move lentamente, acionado por dispositivo mecânico, no interior de um tanque atravessado pela vazão de esgotos (sistemas de leito rotativo), ou:
- Se move no interior da massa líquida do reator ao sabor das correntes que ali se formam sem, no entanto, se evadir do tanque (sistemas de leito expandido ou fluidificado).

7.2.2.1.1 Reator Anaeróbio com Disco Rotativo

O sistema de leito rotativo, também conhecido por “biodisco anaeróbio”, foi desenvolvido nos anos 80 do século passado. Consiste em um conjunto de discos paralelos, de mesmo diâmetro, constituídos de material leve (em geral, plástico poroso para facilitar a formação do biofilme), presos a um eixo horizontal que passa pelo centro dos discos e gira lentamente acionado por um conjunto motor-redutor. Todo o conjunto permanece no interior de um tanque atravessado longitudinalmente pelo esgoto afluente.

O sistema é análogo ao utilizado nos RBCs discutidos no Item 5.3. Na verdade, trata-se efetivamente de um reator biológico rotativo de contato porém, diferentemente dos discutidos no item citado, a biomassa que se forma e adere aos discos é constituída por organismos anaeróbios em virtude da ausência de oxigênio no meio. Para garantir esta ausência, não apenas os discos giram completamente imersos no líquido como também o tanque que contém o reator é coberto para evitar o contato direto com a atmosfera.

A mistura e o contato entre biomassa e alimento são garantidos pelo próprio movimento dos discos e pelo deslocamento do líquido ao longo do tanque. Em geral a admissão do esgoto se dá próxima ao fundo do tanque na extremidade de montante e a remoção do efluente se faz na parte superior do tanque, na extremidade de jusante.

Os discos devem girar lentamente e seu diâmetro não deve ser excessivamente grande, posto que gradientes de velocidade muito elevados entre os discos e o líquido podem provocar o desprendimento da biomassa por cisalhamento. Por outro lado, a velocidade de rotação não deve ser demasiadamente lenta, já que a renovação da biomassa é garantida justamente por esta força de cisalhamento.

O fundo do tanque deve ser inclinado e dotado de tubulações de descarga que permitam efetuar limpezas periódicas para remover material que ocasionalmente venha a se depositar.

No Brasil a experiência com este processo é bastante limitada e a NBR 12.209 não o menciona.

7.2.2.1.2 Reator Anaeróbio com leito expandido ou fluidificado (RALF)

Reatores anaeróbios com leito expandido ou fluidificado (RALF) são tanques alimentados pelo fundo, com fluxo ascensional, onde o biofilme se forma por adesão da biomassa a pequenos objetos, ou grãos, constituídos de material inerte, sólido (em geral areia ou carvão ativado), que permanecem suspensos na massa líquida em virtude do equilíbrio entre a força da gravidade, que tende a arrastá-los para baixo, e a velocidade ascensional do líquido, que tende a movê-los para cima.

Com isto os grãos formam um "leito" expandido (ou fluidificado) que se deixa atravessar pelo afluente. Como, ao contrário das unidades de massa aderida de meio fixo, este leito está em constante movimento, os reatores de leito expandido / fluidificado não são sujeitos a obstruções.

Os grãos que funcionam como meio suporte têm diâmetro aparente variando entre 0,2 mm e 3 mm. Estas pequenas dimensões garantem grande superfície específica, permitindo que, ao serem recobertos pelo biofilme, uma biomassa relativamente elevada seja contida em pequeno volume de reator. Por isso os tempos de detenção neste tipo de reator são os menores entre os de biomassa aderida.

Dado o movimento permanente das "biopartículas" (grãos de material suporte recobertos com biofilme) no interior da massa líquida, o biofilme não atinge grande espessura, o que garante que toda a biomassa aderida receba alimento por difusão e não se desenvolvam camadas inativas junto ao material suporte, como no caso dos filtros biológicos aeróbios discutidos no Item 5.1.

Como é a velocidade ascensional a responsável pela permanência do material suporte em suspensão, ela deve ser suficientemente alta para que os grãos não sedimentem. O valor ideal desta velocidade depende da natureza (densidade) e do diâmetro aparente médio das biopartículas.

Esta condição é garantida pelo formato esguio do reator (ver Figura 7-2), que garante uma seção transversal tão pequena quanto a necessária para manter a velocidade ascensional acima de seu valor mínimo, e pela instalação de uma bomba de recirculação, que nas ocasiões em que a contribuição afluente cai abaixo de um dado valor, garante a manutenção de uma vazão mínima suficiente para manter as partículas suspensas, "expandindo" o volume do leito. A bomba de recirculação deve ser do tipo vazão variável para oferecer o grau de flexibilidade necessário.

O afluente, introduzido pelo fundo juntamente com a vazão de recirculação percorre o interior do reator de baixo para cima e atravessa o leito expandido (ou fluidificado) formado pelas biopartículas

em suspensão, garantindo o contato íntimo do alimento com os organismos em todo o trecho inicial, ocupado pelo leito. Este trecho denomina-se “região de reação” e é nele que se processa a remoção da carga orgânica.

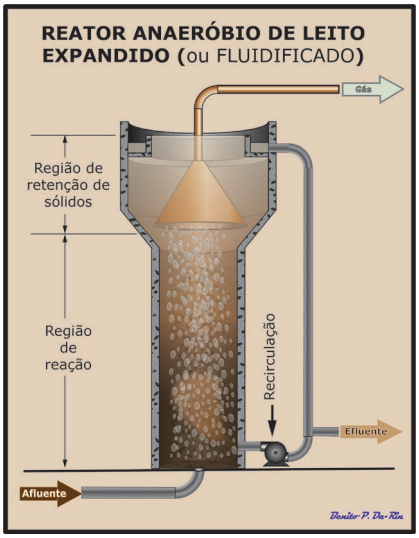


Figura 7-2- RALF

Acima dele e no topo do reator, situa-se um segundo trecho, de maior diâmetro. Este trecho, denominado “região de retenção de sólidos”, funciona como um decantador. Nele, em virtude do aumento de diâmetro, a velocidade ascensional se reduz até o ponto de impedir que partículas sólidas em suspensão (o que inclui as biopartículas) se evadam com o efluente final e permaneçam no interior do reator.

Reatores de leito fluidificado não são tão comuns no Brasil quanto os de leito fixo, mas têm se mostrado bastante eficientes no tratamento de esgotos sanitários não muito concentrados (DQO abaixo dos 700 mg/L). O contato íntimo entre alimento e biomassa e o excelente grau de mistura que propiciam permitem que reatores deste tipo sejam operados com tempos de detenção bastante baixos (de três horas até menos de uma hora) e ainda assim alcancem eficiências de remoção de carga orgânica expressas em termos de DQO que chegam a 60% ou 70%.

O gás formado no processo é recolhido por um dispositivo tipo cone invertido situado no topo do reator. Segundo a NBR 12.209, em sistemas anaeróbios que geram gás, este gás deve ser coletado e, quando possível, aproveitado para fornecimento de energia térmica. Nos casos em que o gás é aproveitado, deve ser instalada, além das unidades próprias do aproveitamento, pelo menos um queimador como unidade de segurança. Nos casos onde não há aproveitamento a NBR 12.209 exige que o gás seja queimado, preferencialmente com queima completa.

7.2.2.1.3 Filtros Anaeróbios

Os reatores anaeróbios de biomassa aderida de leito fixo de uso mais disseminado no Brasil são, indubitavelmente, os chamados “Filtros Anaeróbios”.

Filtros anaeróbios são tanques que contêm um meio suporte de biomassa através do qual o esgoto percola. O meio suporte, inerte, permanece imóvel no interior do reator e pode ser formado por material especialmente fabricado para este fim ou, o que é mais comum, pedra britada. Neste caso,

usa-se a chamada brita 4, cuja granulometria varia de 5 cm a 7,5 cm. No primeiro, usa-se cilindros anéis e esferas perfurados ou módulos tubulares de plástico, módulos cerâmicos ou de madeira.

O esgoto percola entre os módulos ou pedras, fornecendo alimento para o crescimento da biomassa que permanece aderida ao meio suporte ou retida nos interstícios, facilitando assim seu contato com o alimento. Desta forma, mesmo com tempos de detenção hidráulica variando na faixa de 6 h a 18 h, consegue-se manter uma idade do lodo (ou tempo de residência celular) maior que 20 dias, o que propicia remoções de carga orgânica superiores a 60%.

Um dos maiores inconvenientes dos filtros anaeróbios é o fato de serem sujeitos a obstruções caso alimentados com afluente contendo sólidos em suspensão acima de certa concentração. Por isto sua principal aplicação tem sido o uso como dispositivo de pós-tratamento, especialmente do efluente de fossas sépticas ou decanto-digestores. Com efeito, filtros anaeróbios são abordados em detalhe na NBR 13.969, dedicada especificamente ao pós-tratamento deste tipo de efluente.

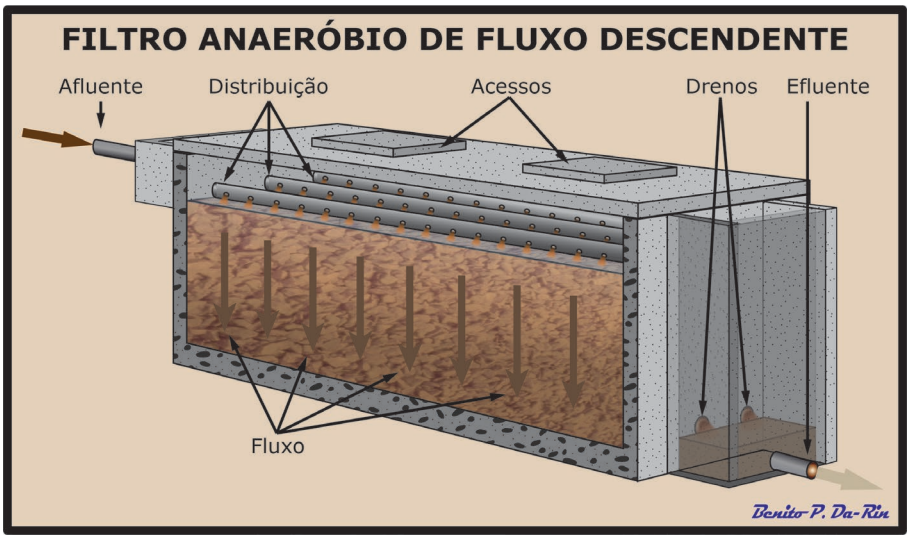


Figura 7-3 - Filtro Anaeróbio de fluxo descendente

A utilização de um tanque séptico, caracteristicamente resistente a variações de vazão e qualidade do afluente e razoavelmente eficiente na remoção de sólidos em suspensão, seguido de um filtro anaeróbio, que exige um efluente com baixa concentração de partículas mas é bastante eficiente na remoção de carga orgânica dissolvida, tem apresentado resultados práticos muito bons, aliados a grande economia seja construtiva, seja operacional, o que tem facilitado a disseminação da associação fossa / filtro anaeróbio em todo o país.

Embora a literatura cite a existência de filtros anaeróbios de fluxo longitudinal, na prática são utilizados apenas os de fluxo vertical, tanto descendente como ascendente.

A Figura 7-3 mostra uma unidade de fluxo descendente, a mais simples – e, não obstante, a menos usada – concepção de filtro anaeróbio. O afluente penetra na unidade na parte superior e é distribuído por toda a superfície do meio percolante por meio de tubos perfurados. O líquido atravessa a unidade verticalmente e é coletado no fundo do tanque, também por uma rede de tubos perfurados que funcionam como drenos e removem o líquido tratado.

A Figura 7-4 mostra uma unidade de fluxo ascendente, a única recomendada pela NBR 13.969. Este tipo de unidade representa uma opção bastante aprimorada do tipo anterior, porém sem alto grau de sofisticação. Nela o afluente é conduzido por ramais verticais que partem de trechos horizontais da

tubulação afluente diretamente para o fundo da unidade, onde existe um compartimento formado por um fundo falso perfurado. O esgoto afluente escoa pelos orifícios deste fundo falso e se distribui de forma bastante homogênea por todo o meio percolante, que é atravessado de baixo para cima.

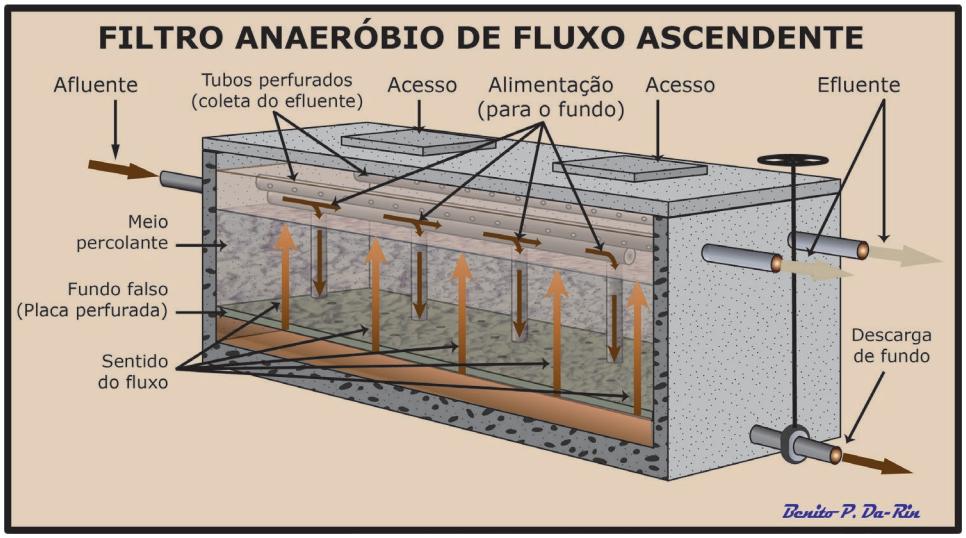


Figura 7-4 - Filtro anaeróbio de fluxo ascendente

Na parte superior do filtro, logo acima da superfície da camada de meio percolante, há uma rede submersa de tubos perfurados que coleta o líquido e o escoa para tubulação efluente situada fora da unidade.

Filtros anaeróbios de fluxo descendente podem operar afogados ou não. Já os filtros de fluxo ascendente devem, necessariamente, operar afogados (ou seja, com o leito percolante totalmente submerso). Isto porque, nos bolsões de líquido retido entre as pedras ou módulos que formam o meio percolante do filtro, partículas constituídas por flocos de biomassa permanecem retidas e, em conjunto, exercem efeito significativo na remoção global de carga orgânica. Tanto assim que a NBR 13.969 define "Filtro anaeróbio de leito fixo com fluxo ascendente" como um "*reator biológico no qual o esgoto é depurado por meio de microrganismos não aeróbios, dispersos tanto no espaço vazio do reator quanto na superfície do meio filtrante*".

Filtros anaeróbios podem receber tanto esgotos concentrados quanto diluídos, desde que seu conteúdo de sólidos suspensos seja pequeno. Porém, como previamente mencionado, sua principal utilização é como unidade de pós-tratamento, notadamente sucedendo fossas sépticas ou decanto-digestores. Se não for este o caso, devem ser precedidos de unidades de remoção de sólidos suspensos, seja decantadores, seja micrograde ou peneiras de pequena abertura.

O efluente de filtros anaeróbios se apresenta bem clarificado e com baixa concentração de matéria orgânica. Porém a remoção de compostos como nitrogênio e fósforo é muito baixa, como igualmente baixa é a remoção de microrganismos patogênicos. Caso se pretenda usá-lo para irrigação, deve ser submetido a desinfecção.

Segundo a NBR 13.969, filtros anaeróbios devem ser dimensionados considerando o número de contribuintes, a contribuição individual e o tempo de detenção hidráulica, que deve variar desde 12 h a 28 h e ser escolhido em função da vazão afluente e temperatura ambiente (média do mês mais frio).

A boa técnica de projeto recomenda uma profundidade útil total do filtro de 1,8 m e uma altura do meio filtrante em 1,2 m. Estes valores – em especial o último – não devem variar, de modo que o

dimensionamento do filtro anaeróbio, na prática, acaba se resumindo à determinação de suas dimensões em planta.

No que toca a cuidados operacionais, estes se resumem em manter as tubulações de entrada e saída desobstruídas e, principalmente, efetuar a remoção periódica do excesso de lodo biológico. Esta remoção, cuja frequência depende das características do afluente e do tipo de material suporte (mas que deve ser feita em intervalos de quatro a seis meses) consiste em drenar o líquido acumulado no fundo, seja por gravidade, seja por sucção, com um fluxo maior que o que normalmente atravessa a unidade, porém em sentido inverso, permitindo a remoção não apenas do material sólido acumulado abaixo do fundo falso como também, e principalmente, das partículas retidas nos interstícios do meio suporte e de parte da camada de biofilme nele aderida.

7.2.2.2 Sistemas de biomassa dispersa

A partir do momento que se deu a devida atenção aos processos anaeróbios para tratamento de efluentes líquidos de baixa concentração de substrato, como o esgoto sanitário, surgiram diversas variantes, muitas das quais, ao menos no Brasil, encontram poucas aplicações práticas. Dentre estas, e no campo dos sistemas de biomassa dispersa, vale citar o reator anaeróbio de dois estágios e o reator anaeróbio de chicanas. Ao contrário destes, no entanto, há um sistema de biomassa dispersa que encontrou grande aplicabilidade entre nós, principalmente nos estados do Paraná, São Paulo e Bahia: o reator anaeróbio de manta de lodo. Os três sistemas serão examinados adiante, com ênfase no terceiro.

7.2.2.2.1 Reator Anaeróbio de Dois Estágios

O reator anaeróbio de dois estágios foi desenvolvido no final dos anos cinquenta do século passado visando o tratamento de despejos industriais de grande concentração de substrato.

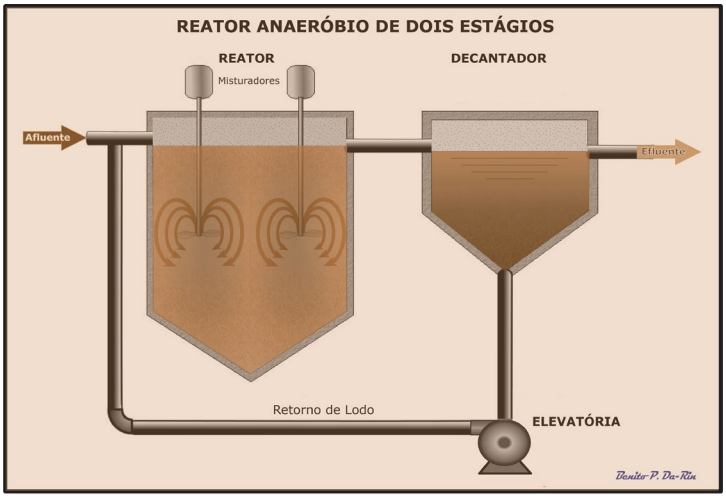


Figura 7-5 - Reator Anaeróbio de dois estágios

Trata-se de um sistema formado por um reator anaeróbio constituído por um tanque tipo mistura completa seguido de uma unidade de separação sólidos/líquido da qual o líquido constitui o efluente final e os sólidos são bombeados de volta para o primeiro tanque como ilustrado na Figura 7-5.

Do ponto de vista conceitual o sistema é análogo ao processo convencional de lodos ativados, com a diferença fundamental que, como o consumo do substrato orgânico se dá por meio do metabolismo anaeróbio, não há necessidade de introduzir oxigênio no tanque de mistura completa (pelo contrário, este tanque deve ser coberto justamente para evitar a dissolução de oxigênio na massa líquida).

A mistura no reator se dá por meio de dispositivos mecânicos submersos (misturadores mecânicos).

O sistema tem características extremamente favoráveis, como o baixo custo e a eficiência relativamente alta. Porém padece de problemas operacionais graves. O principal deles é a dificuldade de separar os flocos de lodo anaeróbio do efluente para fazê-lo retornar ao tanque de montante. Isto porque o processo anaeróbio se caracteriza pela formação de gases, que tendem a arrastar os flocos para a superfície, dificultando a separação por sedimentação. Alguns pesquisadores tentam contornar esta dificuldade com a adição de coagulantes químicos, com o emprego da remoção dos gases em câmara de vácuo antes de introduzir o efluente do tanque de montante no decantador, com o uso de sistemas de flotação (mas, por razões evidentes, não podem apelar para o processo de flotação a ar dissolvido) e outros alvitres como membranas filtrantes, mas nenhum deles resultou em um processo com viabilidade técnica e econômica suficiente para garantir a disseminação do processo.

Por isto pode-se considerar que o Reator anaeróbio de Dois estágios continua na fase de pesquisas.

7.2.2.2.2 Reator anaeróbio de chicanas

O reator anaeróbio de chicanas muito se parece com uma fossa séptica de câmaras em série com modificações nos sistemas de alimentação, transposição de câmaras e remoção do efluente. No entanto estas diferenças, apesar de aparentemente pequenas, são suficientes para alterar radicalmente a natureza do próprio processo de tal modo que, mesmo usando reatores semelhantes, o tratamento que neles se processa é significativamente diferente.

A diferença essencial é que, nas fossas sépticas de câmaras em série examinadas no Item 3.2.3.1.3, o fluxo predominante se dá longitudinalmente, cada câmara se comportando como uma fossa na qual o lodo sedimenta no fundo e o líquido a atravessa horizontalmente, acima da superfície da camada de lodo depositado, enquanto nos reatores anaeróbios de chicanas cada câmara se comporte como um reator independente, de fluxo ascendente, forçando o líquido a atravessar de baixo para cima a camada de lodo depositada no fundo, como ilustrado pela Figura 7-6.

Ora, como no fundo se acumulam os flocos de biomassa anaeróbia, o fluxo vertical força o substrato transportado pela fase líquida do despejo a entrar em contato íntimo com esta biomassa, o que por sua vez faz com que seja por ela parcialmente consumido (este conceito será explorado com maiores detalhes no próximo item). Isto basta para aumentar significativamente a eficiência de remoção de carga orgânica no processo que, dependendo das condições de operação, pode atingir valores de até 80% de remoção de DBO.

O problema com este tipo de reator – que, inclusive, tem impedido sua disseminação para o tratamento de esgotos domésticos – é que ele depende de condições de fluxo bastante regulares para que funcione bem. Isto porque quando a vazão afluente sofre grandes ou bruscas variações – como ocorre tipicamente com esgotos sanitários – a velocidade ascensional do líquido acompanha tais variações, o que pode provocar o arraste dos sólidos retidos e fazer com que se percam com o efluente. E como são estes sólidos, constituídos predominantemente por biomassa anaeróbia, os responsáveis pelo tratamento, a eficiência do sistema cai significativamente. E, pior: em virtude da lentidão característica dos processos anaeróbios, a formação de novos leitos de lodo com massa de

sólidos suficiente para recuperar a eficiência do processo pode demandar períodos significativamente longos.

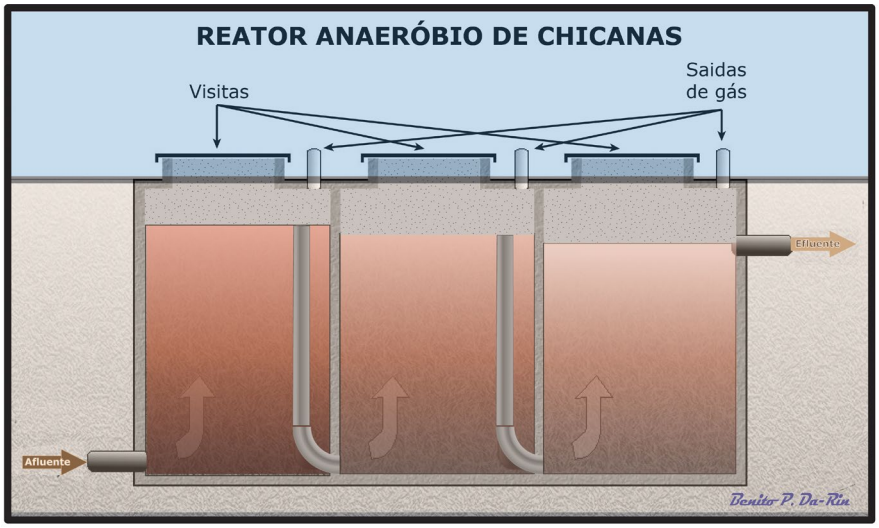


Figura 7-6 - Reator anaeróbio de chicanas

Isto acontece porque os reatores anaeróbios de chicanas não empregam quaisquer dispositivos auxiliares que ajudem a reter a biomassa em seu interior, confiando apenas na simples sedimentação das partículas. Foi justamente para contornar este problema que foram desenvolvidos os reatores anaeróbios de manta de lodo examinados abaixo.

7.2.2.2.3 Reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB)

Um processo de tratamento biológico de esgotos consiste, essencialmente, em criar um ambiente adequado à vida dos organismos intervenientes, promover o contato entre eles e o esgoto afluente que traz o alimento (para que este alimento seja consumido, o objetivo maior do processo), manter as condições favoráveis à reprodução dos organismos facilitando a formação de biomassa e, finalmente, manter a biomassa no sistema o maior tempo possível, preferivelmente fazendo com que seu tempo de permanência (idade do lodo) não dependa do tempo de detenção hidráulica (o que permite reduzir o volume do reator, barateando o processo).

Estas diretrizes são comuns a todos os processos, sejam aeróbios ou anaeróbios.

Nos processos anaeróbios a materialização destas condições é dificultada por certas peculiaridades a ele inerentes. A formação da biomassa no interior de um reator anaeróbio, por exemplo, obedece a uma cinética notoriamente mais lenta que a dos processos aeróbios, o que torna muito mais demorado não somente o procedimento de partida (início de operação de uma nova unidade) como também o tempo de recuperação de uma eventual anormalidade. A biomassa, por sua vez, nem sempre flocula e, quando o faz, gera flocos menos densos que os produzidos nos processos aeróbios de biomassa dispersa, o que dificulta sua manutenção no sistema por simples diferença de densidade. Além disto, a intensa formação de gases, característica do metabolismo anaeróbio, também concorre para arrastar as partículas de biomassa para fora do processo, dificultando sua retenção.

Foram estes fatores que contribuíram para a lenta disseminação das tecnologias de tratamento anaeróbio de esgotos domésticos.

Por outro lado, são muitas as vantagens oferecidas pelo processo, especialmente no que toca aos aspectos econômicos. De fato, custos construtivos de reatores UASB se situam usualmente na faixa de US$20 a US$40 por habitante atendido (excluídos os custos do terreno) e os custos operacionais na faixa de US$1 a US$1,2 por habitante e por ano, valores tão mais baixos que os correspondentes aos processos aeróbios que nas últimas décadas grande número de pesquisadores têm envidado esforços no sentido de contornar as dificuldades acima expostas. E uma das mais convincentes provas de que têm obtido sucesso foi o desenvolvimento e, recentemente, a grande disseminação do sistema de tratamento de biomassa dispersa designado por "Reator Anaeróbio de Manta de Lodo e Fluxo Ascendente", também conhecido por "UASB", sigla do nome em inglês "*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*", criado a partir das pesquisas de Lettinga e outros, desenvolvidas na Holanda a partir dos anos setenta do século passado.

7.2.2.2.3.1 Descrição do processo

Um reator UASB consiste essencialmente em um tanque cilíndrico ou em forma de paralelepípedo no qual o afluente, admitido junto ao fundo, percorre o reator de baixo para cima. Na parte superior do reator há um dispositivo separador trifásico (que recebeu este nome porque separa as fases sólida, líquida e gasosa; ver adiante) que dificulta a saída das partículas sólidas, coleta o gás e remove o efluente líquido.

O reator é dividido em dois compartimentos sobrepostos, o de digestão, na parte inferior, e o de decantação, acima deste.

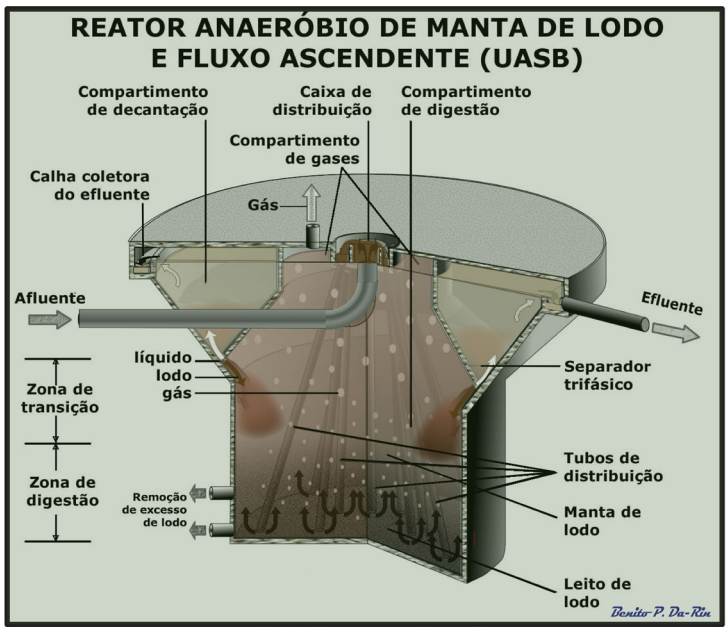


Figura 7-7 - Reator UASB

Algumas das partículas que se acumulam na manta de lodo são oriundas da sedimentação que ocorre no compartimento de decantação situado acima dela. Elas sedimentam neste compartimento e "escorregam" para baixo, retornando ao de digestão pela abertura de intercomunicação entre eles,

permanecendo acima do leito de lodo devido ao menor diâmetro aparente das partículas e ao fluxo de esgoto e gases de baixo para cima.

O esgoto afluente também atravessa a manta de lodo e interage com ela, interação favorecida pela ação de mistura promovida pelas bolhas de gás que se formam devido à atividade anaeróbia. Também na manta de lodo ocorre alguma remoção da matéria orgânica do afluente devido ao metabolismo anaeróbio desta biomassa suspensa, mas não tão significativa quanto a que ocorreu previamente no leito de lodo.

A zona de digestão é formada pelo conjunto das duas camadas acima descritas, a manta de lodo e o leito de lodo.

Acima dela, mas ainda no interior do compartimento de digestão, situa-se a zona de transição.

Esta zona de transição é atravessada de baixo para cima pelo fluxo de esgotos (fase líquida) e bolhas de gás (fase gasosa), e de cima para baixo pelas partículas sedimentadas no compartimento de decantação (fase sólida) que retornam à manta de lodo.

Estas três fases são separadas por um engenhoso dispositivo denominado “separador trifásico" assinalado na Figura 7-7.

O separador trifásico é, na verdade, um simples defletor de gases acoplado a um decantador. O defletor é constituído por uma parede interna, inclinada, que circunda a parte superior do reator. O decantador é formado pelo volume contido entre este defletor e o trecho cônico da parte superior do reator. Na Figura 7-7 pode-se perceber que a borda inferior do defletor se situa acima da parede lateral do trecho cilíndrico do reator, deslocada verticalmente para fora desta parede. Isto faz com que as bolhas de gás, em sua trajetória vertical no sentido da superfície, encontrem o defletor acima da fenda inferior do compartimento de decantação, impedindo-as de penetrar neste compartimento (segundo a NBR 12.290 a distância, medida na vertical, entre a parede interna do cilindro e a borda inferior do defletor deve ser igual ou superior a 15 cm). Com isto as bolhas de gás são desviadas pela parede interna do separador trifásico o que não apenas impede o gás de penetrar no compartimento de decantação como o obriga a se acumular no compartimento de gases, situado acima do nível d’água no centro do topo do reator, de onde é removido e encaminhado para utilização ou queima, como determina a NBR 12.209.

O líquido flui da zona de transição para o interior do compartimento de decantação (único local pelo qual consegue sair da unidade) atravessando de baixo para cima a fenda que o intercomunica com o compartimento de digestão. As partículas sólidas arrastadas para o compartimento de decantação, encontrando aí condições de fluxo quase quiescente, sedimentam e atravessam novamente a fenda de intercomunicação entre compartimentos, desta vez no sentido oposto, retornando para a zona de transição e, daí, para a manta de lodo. O líquido, por sua vez, já praticamente isento dos sólidos sedimentáveis, escoa até o vertedouro periférico, de onde verte para a calha coletora que circunda a unidade e constitui o efluente final do processo.

Os processos que se apoiam no metabolismo anaeróbio são de natureza delicada. Além de serem caracteristicamente pouco resistentes à presença de substâncias tóxicas e a variações bruscas tanto nos valores da vazão quanto na concentração de substrato no afluente, requerem atenção e cuidados especiais por ocasião da entrada em operação de um reator recém-construído (ou na recuperação das boas condições de funcionamento de um reator que sofreu eventual desequilíbrio por sobrecarga ou perda de biomassa). Para que um reator UASB funcione a contento, é imprescindível que ele acumule uma quantidade razoável de biomassa ativa. O problema é que a taxa de formação desta biomassa é caracteristicamente lenta, especialmente nos estágios iniciais da operação. Por esta razão

a boa técnica recomenda que se dê a partida em reatores UASB seguindo recomendações estritas e, sobretudo, efetuando o chamado "inóculo" do reator, que consiste na semeadura de lodo ativo gerado em outro reator UASB que esteja em funcionamento já há algum tempo e que apresente boas condições operacionais.

O volume ideal de inóculo para a partida plena do reator (ou seja, recebendo a totalidade da vazão afluente) pode ser calculado a partir da taxa de aplicação de substrato sobre o lodo, ou carga biológica admissível, que é da ordem de 0,5 kgDQO/kgSSV.d. Ocorre que o uso deste método costuma resultar em um volume de inóculo extremamente elevado. O procedimento usual, então, é exatamente o oposto: transporta-se a maior massa de lodo ativo possível removida de um reator em operação plena, descarrega-se esta massa no interior do reator recém-construído (que pode ou não ser previamente cheio com o próprio esgoto afluente), deixa-se este lodo em repouso por um período de 12 h a 24 h e em seguida passa-se a alimentar o reator com uma fração da vazão afluente, fração esta correspondente à taxa de aplicação de substrato ideal e, na medida que se acompanha a formação de lodo no interior do reator, aumenta-se paulatinamente – preferivelmente em intervalos iniciais de duas semanas – a vazão fornecida até se atingir os valores de projeto.

Este procedimento pode reduzir de alguns meses para algumas semanas o tempo necessário para que um novo reator UASB entre em equilíbrio operacional.

7.2.2.2.3.2 Considerações sobre a qualidade do efluente do reator UASB

A qualidade do efluente final do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo e Fluxo Ascendente depende de diversos fatores, entre os quais o tempo de detenção hidráulica no reator, a temperatura ambiente e a qualidade do afluente, mas de maneira geral pode-se obter, na prática, remoções de carga orgânica acima de 70% expressa em termos de DBO e 65% expressa em termos de DQO, o que significa que reatores tipo UASB recebendo esgotos domésticos podem produzir um efluente com concentrações de DQO consistentemente abaixo de 120 mg/l e DBO consistentemente abaixo de 80 mg/L.

Dados operacionais obtidos em reatores funcionando em escala real e operando em temperaturas na faixa entre 20 ºC e 25 ºC mostram eficiências de remoção de DBO variando entre 45% e 85% e remoções de DQO variando entre 40% e 70%, sendo os resultados fortemente dependentes do tempo de detenção hidráulica.

Já no que toca à remoção de sólidos em suspensão, os mesmos dados dão conta de concentrações variando entre 20 mg/L e 140 mg/L, também fortemente influenciadas pelo tempo de detenção hidráulica.

Por outro lado, a remoção de compostos de nitrogênio e fósforo, assim como de organismos patogênicos, é praticamente desprezível, o que faz com que, do ponto de vista da qualidade, raramente o efluente de reatores UASB atenda as exigências dos órgãos de controle ambientais para lançamento direto a corpos de água naturais.

Esta é uma das dificuldades que entravam a disseminação deste tipo de unidade, apesar de suas grandes vantagens do ponto de vista econômico.

Por outro lado, esforços para contorná-la estão sendo desenvolvidos em duas frentes. A primeira, capitaneada por instituições de pesquisas, principalmente centros de pesquisa acadêmica, busca aperfeiçoar o processo visando o aumento de sua eficiência. A segunda, à cargo de projetistas de sistemas, procura dotar os reatores anaeróbios de unidades de pós-tratamento que efetuam o tratamento complementar, ou polimento, de seu efluente, até que este venha a satisfazer as exigências ambientais.

Estas unidades adicionais de tratamento podem ser sistemas independentes que sucedem o reator UASB ou podem estar integradas a ele, formando um sistema único.

Reatores UASB seguidos de lagoas de estabilização facultativa, de filtros biológicos aeróbios, de filtros anaeróbios submersos (embora estes pouco acrescentem no que toca à eficiência de remoção de nutrientes como nitrogênio e fósforo) e até mesmo de unidades de flotação a ar dissolvido são bons exemplos da primeira opção.

Já quanto à segunda destaca-se o uso dos reatores UASB como unidade de tratamento primário precedendo sistemas de tratamento biológico, especialmente os que usam o processo de lodos ativados. Neste caso a grande vantagem do uso do reator UASB é a drástica redução da carga orgânica, muito maior que a obtida em simples decantadores, que se reflete na redução proporcional do volume do tanque de aeração do processo de lodos ativados e, sobretudo, na significativa redução dos custos operacionais devido às menores necessidades de oxigênio devidas à redução da carga orgânica proporcionada pelo reator UASB.

Um dos inconvenientes desta configuração é que o efluente do reator UASB contém elevadas concentrações de compostos de N e P, porém baixíssima concentração de carga orgânica, o que torna impraticável a remoção biológica de nitrogênio na fase de lodos ativados, que depende de uma fonte de carbono. Este inconveniente, no entanto, pode ser contornado submetendo apenas uma parte da vazão afluente ao reator UASB, deixando a restante para ser admitida diretamente no tanque anóxico para servir como fonte de carbono no ponto onde se efetua a remoção biológica de nitrogênio nos lodos ativados. Esta prática de combinar reatores UASB com unidades de pós-tratamento oferece grandes vantagens do ponto de vista econômico e tem se disseminado bastante no Brasil.

7.2.2.2.3.3 Considerações sobre o afluente ao reator UASB

Reatores tipo UASB são bastante sensíveis não apenas à qualidade do afluente quanto à sua distribuição no interior da unidade.

Quanto à qualidade, especial atenção deve ser dada à remoção de areias e sólidos grosseiros. Com efeito, a própria NBR 12.209 impõe como exigência que o tratamento biológico anaeróbio seja precedido de remoção destes materiais.

No que toca à areia, os cuidados devem-se à sua tendência de se acumular no fundo da unidade e aí permanecer, não apenas reduzindo o volume útil da câmara de digestão como também promovendo a obstrução das tubulações de alimentação por assoreamento.

No que diz respeito aos sólidos grosseiros, sua remoção se impõe para proteger o dispositivo de distribuição do afluente contra obstruções. A NBR 12.209 exige que seja utilizada uma unidade de remoção de sólidos com aberturas iguais ou inferiores a 12 mm para vazão máxima até 100 L/s e inferiores a 6 mm para vazão máxima acima de 100 L/s. Esta unidade pode ser uma simples grade de barras do tipo “fina” ou, preferivelmente, uma peneira ou micrograde de pequena abertura.

Já a boa distribuição dos esgotos afluentes ao reator se impõe devido à tendência de formação de correntes preferenciais no interior da zona de digestão que reduzem a oportunidade de contato entre o substrato e a biomassa, o que deteriora significativamente a qualidade do efluente do UASB. Por esta razão a NBR 12.209 impõe diversas exigências que devem ser satisfeitas pelo sistema de distribuição do afluente e que serão discutidas adiante.

Considerando-se que o fluxo no interior do reator UASB é obrigatoriamente ascendente e que a câmara de digestão costuma apresentar fundo plano, a forma mais recomendável de distribuir o afluente é fazê-lo em diversos pontos regularmente dispostos ao longo de toda a superfície do fundo.

Para isto o afluente é concentrado em uma caixa de distribuição situada geralmente no centro do topo da unidade (ver Figura 7-7).

Esta caixa consiste de um compartimento central, que recebe o afluente pelo fundo e funciona como vertedouro de distribuição. Dele, o líquido verte em vazões iguais para diversos compartimentos que o circundam (ver Figura 7-8).

De cada um destes compartimentos parte um tubo, geralmente de material plástico flexível, ancorado de tal forma que sua boca de descarga se situe de 10 cm a 20 cm acima do fundo (NBR 12.209). Ainda por exigência da norma, o diâmetro interno deste tubo deve ser igual ou superior a 75 mm e o número de tubos deve ser tal que se tenha um ponto de descarga a cada 3 m^2 de superfície do fundo.

A norma recomenda ainda que o sistema de distribuição permita a constatação visual de eventuais obstruções dos tubos de distribuição de esgotos e que todo o sistema de distribuição seja concebido de maneira a impedir o arraste de ar para o interior do reator (visto que o oxigênio do ar funciona como inibidor para o metabolismo anaeróbio).

A primeira condição pode ser satisfeita fazendo com que os compartimentos que alimentam os tubos de descida sejam independentes. Para que isto ocorra, o topo da parede que os separa deve se situar acima do nível d'água no interior de cada compartimento e abaixo do nível d'água da caixa central de distribuição (veja Figura 7-8). Desta forma, caso um dos tubos venha a sofrer obstrução, o nível d'água no compartimento correspondente subirá, denunciando o problema – que pode então ser resolvido com a introdução de uma vara que penetre até o fundo do reator e provoque a desobstrução.

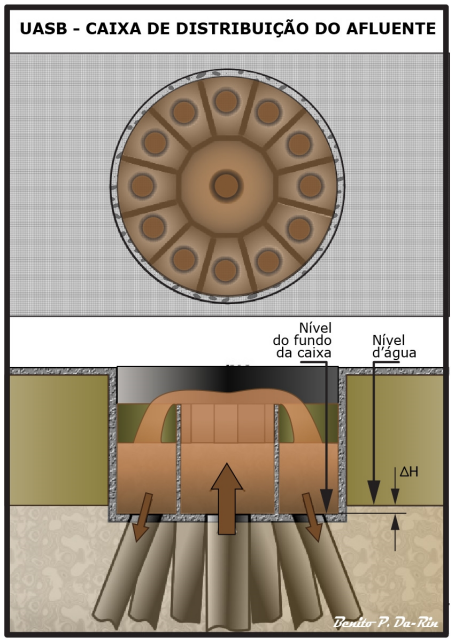


Figura 7-8 - UASB - Caixa de distribuição do afluente

A segunda condição pode ser atendida fazendo com que o nível do fundo da caixa de distribuição coincida ou situe-se ligeiramente abaixo do nível d'água no interior do reator (que, por sua vez, deve se situar sempre abaixo do nível d'água nos compartimentos da caixa de distribuição; uma boa solução é fazer com que o nível da parte interna do fundo da caixa de distribuição coincida com o nível do vertedouro da calha de coleta do efluente). Isto impede a formação de vórtices na boca de

entrada dos tubos, que podem produzir bolhas de ar. Além disso, o diâmetro dos tubos de distribuição deve ser tal que, além de superior aos 75 mm previstos em norma, produzam uma velocidade descensional não superior a 0,2 m/s do esgoto em seu interior (ou seja, suficientemente pequena para não arrastar para baixo bolhas de ar que tenham eventualmente penetrado na tubulação).

7.2.2.2.3.4 O Separador Trifásico

O separador trifásico é um elemento de grande importância para o bom funcionamento de reatores UASB. Sua função primordial é impedir que os sólidos se evadam do reator juntamente com o efluente e para lograr este objetivo é essencial não apenas separar os sólidos do líquido como também dos gases formados no reator.

Isto porque em um reator UASB operado corretamente, a formação de gases é intensa. Tão intensa que a movimentação das bolhas de gás no sentido ascendente funciona como importante fator de mistura no interior da zona de digestão. Mas este mesmo efeito de mistura, benéfico no fundo do reator, é bastante prejudicial no que toca à manutenção dos sólidos no sistema, já que tende a arrastar para cima partículas adsorvidas às bolhas de gás exatamente como ocorre no processo de flotação.

Reatores UASB bem operados produzem de 5 L/hab.dia a 20 L/hab.dia de gás constituído predominantemente de metano (55% a 70%) e gás carbônico (30% a 45%), além de porcentagens muito baixas de outros gases como mercaptanas, H_2S e NH_3.

Por exigência da NBR 12.209, a câmara de gás situada no topo do separador trifásico deve ser impermeável ao gás e protegida contra a corrosão. Em seu interior deve ser garantida uma pressão mínima de 1.500 Pa (0,15 m de coluna d'água) seja por meio da utilização de selo d'água, seja por válvula reguladora de pressão. O sistema de coleta e transporte de gás deve dispor de dispositivos de segurança constituído, no mínimo, por removedores de condensados e sedimentos nos pontos baixos do sistema, corta-chamas, e válvulas de alívio de pressão e vácuo. A vazão de gás produzida em cada reator deve ser medida e o dispositivo de medição deve ser dotado de tubulação de desvio. As tubulações de transporte do gás e peças especiais devem ser preferencialmente aéreas, com diâmetro mínimo de 50 mm e velocidade mínima de escoamento de 5 m/s para a vazão média de gás.

Ainda por exigência da norma, o gás coletado, quando não aproveitado, deve ser submetido a queima, preferencialmente completa, e instalações com capacidade de tratar uma vazão média superior a 250 L/s de esgotos devem dispor de pelo menos dois queimadores, sendo um deles reserva. O queimador deve ser provido de protetor de chama e sistema de ignição automático e instalações que recebam vazão média superior a 250 L/s devem dispor de painel de controle automático com sensor de chama. Quando não se puder garantir fluxo contínuo de gás deve-se instalar sistema com ignição automática ou piloto alimentado por GLP ou outro gás combustível. Quando o gás é aproveitado, além das unidades relativas a este aproveitamento, deve ser instalado um queimador como unidade de segurança.

Já os sólidos, se separados dos gases, podem ser mantidos no interior do reator por simples sedimentação, sem a necessidade de qualquer dispositivo para fazê-los retornar à zona de digestão além da mera ação da gravidade. Para isto é necessário instalar paredes defletoras com inclinação mínima de 50º (exigência da NBR 12.209) que formam a câmara de decantação.

Esta câmara obedecerá exatamente aos mesmos princípios de funcionamento de um decantador sem remoção mecânica de lodo. Sua profundidade útil pode chegar a 2 m e, por exigência da NBR 12.209,

deve ser igual ou superior a 1,5 m, dos quais pelo menos os 30 cm do alto da câmara devem ser limitados por paredes verticais. Também por exigência da NBR 12.209 a taxa de escoamento superficial referida à vazão máxima afluente no compartimento de decantação deve ser igual ou inferior a 1,2 m/h e o tempo de detenção hidráulica não deve ser inferior a 1,5 h para a vazão média afluente e a 1 h para a vazão máxima, assim como a velocidade de passagem do líquido através da fenda que separa o compartimento de decantação do compartimento de digestão não deve exceder 2,5 m/h para a vazão média e 4 m/h para a vazão máxima.

A coleta do efluente final deve ser feita na parte superior do compartimento de decantação por meio vertedouro que alimenta calha coletora periférica. Em alguns casos esta remoção é feita por tubos perfurados submersos. O vertedouro deve ser protegido por calha retentora de escuma e, por exigência da NBR 12.209, os reatores UASB devem possuir dispositivo de retirada de escuma.

7.2.2.2.3.5 Critérios e parâmetros de projeto

Quaisquer que sejam os parâmetros adotados para o projeto, eles devem ter por objetivo:

- desenvolver um lodo de boa atividade metabólica, capaz de flocular e sedimentar facilmente;
- manter este lodo no interior do reator por tempo suficiente para que o tratamento seja levado a termo;
- promover o contato o mais íntimo possível entre o lodo e o esgoto afluente.

O principal destes parâmetros é a Carga Hidráulica $\mathbf{C_h}$, ou taxa de aplicação hidráulica volumétrica, que exprime o volume de esgoto afluente recebido pela unidade de volume do reator na unidade de tempo. Este parâmetro é equivalente à vazão fornecida a cada unidade de volume do reator (ou seja, exprime, por exemplo, a vazão em m^3/h que pode ser recebida por cada m^3 de reator nas condições ideais de funcionamento do sistema) e pode ser representado pela Equação 7-1

$$C_h = {}^{Q}/_{V} \qquad \text{Equação 7-1}$$

Onde:

$\mathbf{C_h}$: carga hidráulica ($m^3/h.m^3$ ou h^{-1});

$\mathbf{Q}$: Vazão afluente (m^3/h);

$\mathbf{V}$: Volume do reator (m^3).

Um ponto importante a ressaltar é que o uso da Carga Hidráulica como parâmetro de dimensionamento é rigorosamente equivalente ao uso do tempo de detenção hidráulica $\boldsymbol{\theta_h}$. Isto porque este tempo de detenção hidráulica é definido pela relação:

$$\theta_h = {}^{V}/_{Q} \qquad \text{Equação 7-2}$$

Exprimindo, na Equação 7-2, $\mathbf{V}$ em função de $\boldsymbol{\theta_h}$ e substituindo na Equação 7-1vem:

$$C_h = {}^{1}/_{\theta_h} \qquad \text{Equação 7-3}$$

O que demonstra que o valor da carga hidráulica corresponde ao inverso do valor do tempo de detenção hidráulica. Isto significa que é indiferente usar um ou outro parâmetro e, considerando a utilização disseminada do tempo de detenção hidráulica $\boldsymbol{\theta_h}$ como parâmetro de dimensionamento e controle, nos ateremos a ele.

A importância do tempo de detenção hidráulica para o funcionamento de reatores tipo UASB é evidente. Em princípio, a tendência é trabalhar com valores tão baixos quanto possível visando

reduzir o volume do reator e lograr assim alguma economia construtiva. Não obstante deve-se observar que tempos de detenção hidráulica demasiadamente pequenos propiciam perda de biomassa (que é arrastada para fora do sistema devido ao aumento da velocidade do escoamento ascendente), o que acarreta redução do tempo de residência celular θ_c (ou idade do lodo), com a consequente queda da eficiência do processo. Em casos extremos, quando o tempo de residência celular torna-se inferior ao tempo de geração dos organismos participantes do processo (tempo mínimo necessário para a reprodução destes organismos), o reator torna-se uma simples "caixa de passagem", uma vez que não haverá crescimento de biomassa em seu interior.

Mas o tempo de detenção não é o único fator interveniente no processo. Também a temperatura exerce significativa influência, sobretudo em se tratando de processos apoiados no metabolismo anaeróbio, cujo desempenho é fortemente dependente deste parâmetro.

Assim, mesmo quando se usa como parâmetro de dimensionamento principal o tempo de detenção hidráulica, a influência da temperatura deve também ser levada em conta. E a forma de fazê-lo é fixar diferentes tempos de detenção hidráulica para diferentes faixas de temperatura operacional.

Naturalmente o tipo de afluente também exerce influência. Mas, considerando-se que nosso objetivo é estudar as técnicas de tratamento de esgotos sanitários, apenas este tipo de afluente será considerado.

Como regra geral, segundo C. A. L. Chernicharo, para o tratamento de esgotos domésticos em temperaturas próximas dos 20 ºC têm sido adotados tempos de detenção hidráulica referidos à vazão média afluente na faixa de 8 h a 10 h. O mesmo autor sugere utilizar os parâmetros da Tabela 7-2 para dimensionamento deste tipo de reator:

Tabela 7-2 – Tempos de detenção hidráulica para dimensionamento de UASBs (Chernicharo)

Temperatura do esgoto (ºC)	Tempo de detenção hidráulica (h)	
	Para Q media	Para Q máxima
15 a 18	≥ 10	≥ 7
18 a 22	≥ 8	$\geq 5{,}5$
22 a 25	≥ 7	$\geq 4{,}5$
> 25	≥ 6	≥ 4

O trecho desta mesma tabela correspondente apenas à vazão média afluente e referido ao volume total do reator, com alterações insignificantes (as duas primeiras faixas de temperatura são de 15 ºC a 17 ºC e de 18 ºC a 21 ºC, respectivamente, mas os valores dos tempos de detenção hidráulica são os mesmos), é adotado pela NBR 12.209 como valores mínimos do tempo de detenção hidráulica a ser usado como parâmetro de dimensionamento de reatores UASB, com a ressalva que tempos de detenção hidráulica inferiores podem ser adotados, desde que justificados.

O dimensionamento utilizando-se o tempo de detenção hidráulica como parâmetro conduz ao volume útil $\mathbf{V}$ do reator (que, segundo a NBR 12.209, compreende o volume total, ou seja, a soma dos volumes das câmaras de digestão e decantação). Este volume pode ser obtido da Equação 7-4:

$$\boldsymbol{V = Q.\theta_c} \qquad \text{Equação 7-4}$$

Além da carga hidráulica (ou tempo de detenção hidráulica que, como já vimos, dá no mesmo), também o parâmetro Carga Orgânica Volumétrica $\mathbf{C_v}$ (ou Taxa de Aplicação de Substrato) pode ser empregado para fins de dimensionamento (ou verificação) deste tipo de reator. A Carga Orgânica Volumétrica $\mathbf{C_v}$ é definida como a massa de substrato aplicada na unidade de tempo à unidade de volume do reator, conforme a Equação 7-5 (que exprime a concentração de substrato orgânico em termos de DQO):

$$C_v = \frac{Q.S_0}{V} \qquad \text{Equação 7-5}$$

Onde:

$\mathbf{C_v}$ = Carga orgânica volumétrica (kgDQO/m³.d);

$\mathbf{Q}$ = Vazão média afluente (m³/d);

$\mathbf{S_0}$=Concentração de substrato do esgoto afluente (kgDQO/m³.d);

$\mathbf{V}$ = Volume útil do reator (m³).

Ainda segundo Chernicharo, quando se trata esgotos sanitários, cuja concentração de substrato geralmente é inferior a 1.000 mgDQO/L a carga orgânica volumétrica deve se situar na faixa entre 2,5 kgDQO/m³.d a 3,5 kgDQO/m³.d. Porém menciona que quando se trata de certos afluentes de origem industrial, altamente concentrados, pode-se chegar a cargas orgânicas volumétricas de até 15 kgDQO/m³.d em instalações de escala plena.

Também o uso deste parâmetro resulta na obtenção do volume do reator, que pode ser determinado segundo a Equação 7-6:

$$V = \frac{Q.S_0}{C_v} \qquad \text{Equação 7-6}$$

Onde:

$\mathbf{V}$: volume do reator (m³);

$\mathbf{Q}$: vazão média afluente (m³/d);

$\mathbf{S_0}$: concentração de substrato no afluente expressa em DQO equivalente (mgDQO/L);

$\mathbf{C_v}$: carga orgânica volumétrica admissível (kgDQO/m³.d).

A NBR 12.209 não menciona limites para a carga orgânica volumétrica. Assim sendo, aconselha-se obter o volume útil do reator aplicando a Equação 7-4 e efetuar a verificação deste volume usando a Equação 7-6.

Estabelecido o volume do reator, resta fixar suas dimensões (altura e diâmetro, no caso de reatores cilíndricos, e altura, largura e comprimento no caso de reatores retangulares em planta).

A altura do reator é um parâmetro extremamente importante não apenas porque, em conjunto com o volume, será responsável pelo estabelecimento do valor da velocidade ascensional do fluxo, como também porque deve permitir uma distribuição adequada das zonas formadas no interior do reator.

No caso de reatores que recebem esgotos sanitários, profundidades úteis totais na faixa entre 4 m e 5 m em geral resultam em reatores com velocidades ascensionais adequadas. Esta altura total inclui a soma das alturas dos compartimentos de digestão e decantação, que devem ser assim distribuídas:

- Altura útil do compartimento de decantação: de 1,5 m a 2,0 m;
- Altura útil do compartimento de digestão: de 2,5 m a 3,5 m.

No que diz respeito a este assunto a NBR 12.209 estabelece que a profundidade útil de reatores tipo UASB deve se situar entre 4 m e 6 m, sendo que a profundidade mínima do compartimento de digestão, medida desde o fundo deste compartimento até a entrada do compartimento de decantação, deve ser igual ou superior a 2,5 m.

Escolhida a altura **H** e já tendo sido estabelecido o volume **V**, pode-se determinar a área horizontal do reator dividindo-se o segundo pela primeira, como mostra a Equação 7-7:

$$A = {}^{V}/_{H} \qquad \text{Equação 7-7}$$

Onde:

A = superfície horizontal ou seção de escoamento do reator (m^2);

H = altura útil do reator (m);

V = volume útil do reator (m^3).

Conhecendo-se a área horizontal (seção de escoamento) e os valores das vazões máxima e média afluentes, pode-se determinar a velocidade ascensional do fluxo em ambas as situações através da Equação 7-8:

$$V = {}^{Q}/_{A} \qquad \text{Equação 7-8}$$

Onde:

Q: Vazão afluente, média ou máxima (m^3/h);

A: área horizontal ou seção de vazão do reator (m^2);

V: velocidade ascensional do fluxo para a vazão adotada (m/h).

Deve-se notar que o valor desta velocidade ascensional é de fundamental importância para o correto funcionamento de reatores UASB, já que se ela ultrapassar determinados limites a biomassa, que constitui tanto a manta quanto o leito de lodo, essenciais para o desempenho do sistema, pode ser arrastada para fora do reator. Portanto recomenda-se extremo cuidado tanto no estabelecimento das dimensões do reator na fase do projeto quando no controle da vazão admitida durante a fase de operação.

Tabela 7-3 - Velocidades ascensionais em reatores UASB

Vazão afluente	Velocidade ascensional (m/h)
Média	0,5 a 0,7
Máxima	≥ 1,1
Picos (duração de 2h a 4 h)	≥ 1,\5

Segundo a NBR 12.209 os valores máximos destas velocidades referidas, respectivamente, às vazões média e máxima afluentes devem ser de 0,7 m/h e 1,2 m/h. Já Chernicharo recomenda usar os valores da Tabela 7-3:

7.2.2.2.3.6 Produção e tratamento do lodo

Todo processo biológico de tratamento de esgotos implica a produção de certa massa de lodo conhecida como "excesso de lodo", que deve ser removida periodicamente do sistema para manter o processo em equilíbrio. Este fato é evidente por si mesmo já que, independentemente do metabolismo empregado para consumir o substrato orgânico do esgoto afluente, certa fração da massa deste substrato é obrigatoriamente convertida em material celular pela fase de síntese (ou anabolismo) dos processos metabólicos. O que varia, de processo a processo, é a quantidade e o grau de estabilização deste excesso de lodo.

As taxas caracteristicamente lentas do metabolismo anaeróbio, como sabemos, representam um inconveniente tanto no que toca à eficiência do processo quanto aos volumes necessários de reatores e aos cuidados tomados durante a partida. Não obstante, são justamente estas taxas que garantem que, ao contrário da maioria dos processos de tratamento aeróbio, nos reatores UASB a produção de excesso de lodo biológico seja pequena e o lodo produzido dispense qualquer tipo de estabilização antes de ser encaminhado ao destino final. Com efeito, sobre este ponto a NBR 12.209 é categórica ao afirmar que "*O lodo removido dos reatores tipo UASB é considerado estabilizado e pode ser encaminhado diretamente para desaguamento*".

Quanto à massa de lodo produzido, esta pode ser estimada em função da carga orgânica fornecida ao reator e expressa em termos de DQO utilizando-se a Equação 7-9:

$$M_L = Y.Q.S_0 \qquad \text{Equação 7-9}$$

Onde:

M_L: massa de lodo produzida na unidade de tempo (kg/d);

Y: coeficiente de produção (adimensional);

Q: vazão média afluente (m^3/d);

S_0: concentração de substrato no afluente ($kgDQO/m^3$).

Observações têm demonstrado que nos reatores tipo UASB o valor de Y varia no intervalo de 0,1 kgSST/kgDQO a 0,2 kgSST/kgDQO.

Já a estimativa do volume de lodo produzido pode ser feita, conhecida a massa específica do lodo γ (em geral variando entre 1.020 kg/m^3 e 1.040 kg/m^3) e a concentração com que ele será removido do reator, por meio da Equação 7-10:

$$V_L = \frac{M_L}{\gamma.C_L} \qquad \text{Equação 7-10}$$

Onde:

V_L: volume de lodo produzido na unidade de tempo (m^3/d);

γ: massa específica do lodo (kg/m^3);

C_L: concentração na qual o lodo é removido do reator ($kgSST/m^3$).

Em um reator UASB deve haver pelo menos duas tubulações de remoção de lodo. Uma (ou mais) situada rente ao fundo (segundo a NBR 12.209, pelo menos uma para cada 100 m^2 de área do fundo), com carga hidráulica mínima de 1,5 m de coluna d'água, e pelo menos mais uma situada a uma altura entre 0,8 m e 1,3 m a contar do fundo (também por exigência da NBR 12,209; ver Figura 7-7). Além disto, e ainda por exigência da norma, cada reator UASB deve dispor de pontos de coleta de amostras

de lodo distribuídos uniformemente por diferentes alturas desde o fundo do reator até a altura da entrada do compartimento de decantação.

Página em branco

8 Lagoas de Estabilização

Nesta unidade...

Teoria do processo
Fatores intervenientes
Critérios de dimensionamento

8

8.1 Teoria do processo

Diversos processos de tratamento de esgotos se encontram agrupados sob o nome genérico “Lagoa de Estabilização”. Mas, na realidade, todos têm em comum apenas o fato de utilizar um tanque artificialmente construído, com a aparência de uma lagoa, onde se desenrolam certos fenômenos cuja finalidade é tratar os esgotos a ele encaminhados. É certo, também, que os processos de tratamento têm objetivos e natureza bastante peculiares, podendo ser tão diferentes que muito pouco guardam em comum. Infelizmente, não há ainda uma nomenclatura consistente e aceita em todo o mundo para designá-los, o que tem gerado alguma confusão. Nesta unidade de estudo vamos adotar as seguintes designações: lagoas aeradas, anaeróbias, aeróbias, de maturação, e facultativas.

8.1.1 Lagoas aeradas

Lagoas aeradas são unidades de tratamento destinadas a estabilizar a matéria orgânica dos esgotos por oxidação bioquímica, nas quais o oxigênio necessário é inteiramente suprido por aeradores artificiais. Podem ser de dois tipos: aeradas/aeróbias e aeradas/facultativas, ambas exibidas na Figura 8-1.

8.1.1.1Aeradas/aeróbias

Nestas, a “densidade de potência” dos aeradores artificiais (relação entre potência destinada à aeração e volume útil do tanque) é suficiente para criar um nível de turbulência tal que não permita a deposição de sólidos no interior da lagoa. Nesse caso, o processo se desenrola como uma variante dos lodos ativados, em que não há recirculação de lodos. Suas principais características são:

- a idade do lodo do processo é idêntica ao tempo de detenção hidráulica;
- o teor de SSV no líquido do interior da lagoa depende do tempo de detenção e da concentração de substrato no esgoto afluente;
- os parâmetros de dimensionamento são os mesmos utilizados para o processo dos lodos ativados.

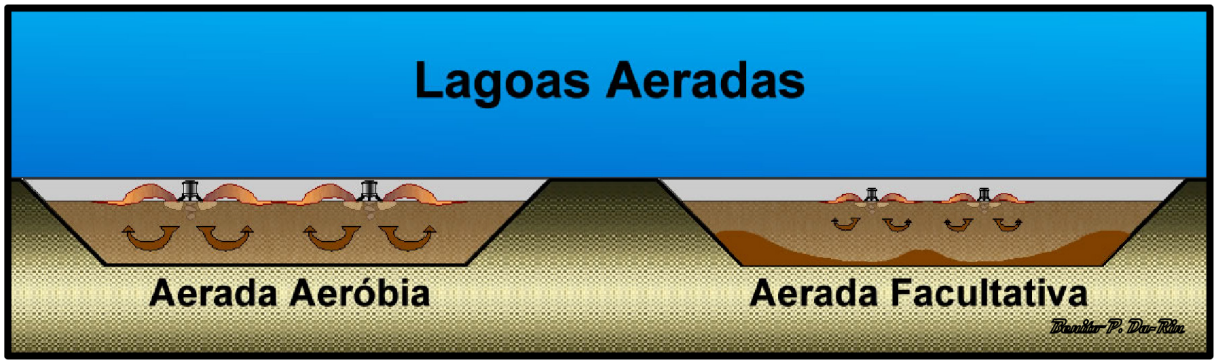


Figura 8-1 - Lagoas aeradas

8.1.1.2Aeradas/facultativas

Nesse tipo, a potência dos dispositivos de aeração é suficiente para suprir todo o oxigênio necessário à estabilização bioquímica da matéria orgânica afluente. porém não o bastante para manter todos os sólidos em suspensão. Em consequência disso há alguma deposição de sólidos em certas áreas do fundo do tanque, onde acabam por entrar em decomposição anaeróbia. Neste caso o processo se desenrola como uma variante dos LA, mas a carga adicional gerada pelos produtos da decomposição anaeróbia do lodo do fundo deve ser levada em consideração no dimensionamento.

8.1.2 Lagoas anaeróbias

São tanques que recebem esgoto bruto cuja finalidade é realizar o pretratamento de esgotos por estabilização anaeróbia parcial da matéria orgânica afluente. Todo o conteúdo do tanque se mantém anaeróbio. O processo se desenrola de forma semelhante a grandes tanques sépticos. Enquanto a matéria orgânica em suspensão se deposita no fundo da unidade, onde entra em digestão anaeróbia, a matéria orgânica contida no líquido sofre, também, uma parcial estabilização anaeróbia. Veja o diagrama esquemático de uma lagoa anaeróbia na Figura 8-2.

Suas principais características são:

- o efluente de lagoas anaeróbias apresenta uma redução de DBO da ordem de 40% a 60%;
- as profundidades usuais se situam em torno dos 3 m a 6m e os tempos de detenção, na faixa de 2 dias a 6 dias (recomenda-se H = 5m e t = 3 dias);
- o dimensionamento é feito com base na taxa de aplicação volumétrica de carga orgânica, sendo recomendadas taxas de aplicação da ordem de 0,01 kg DBO/dia x m^3 a 0,08 kg DBO/dia x m^3;
- a eficiência da lagoa anaeróbia é maior no verão que no inverno em virtude da maior atividade bacteriana em altas temperaturas;

- odores desagradáveis podem ser desprendidos, especialmente, quando as lagoas anaeróbias são submetidas a elevadas taxas de aplicação.

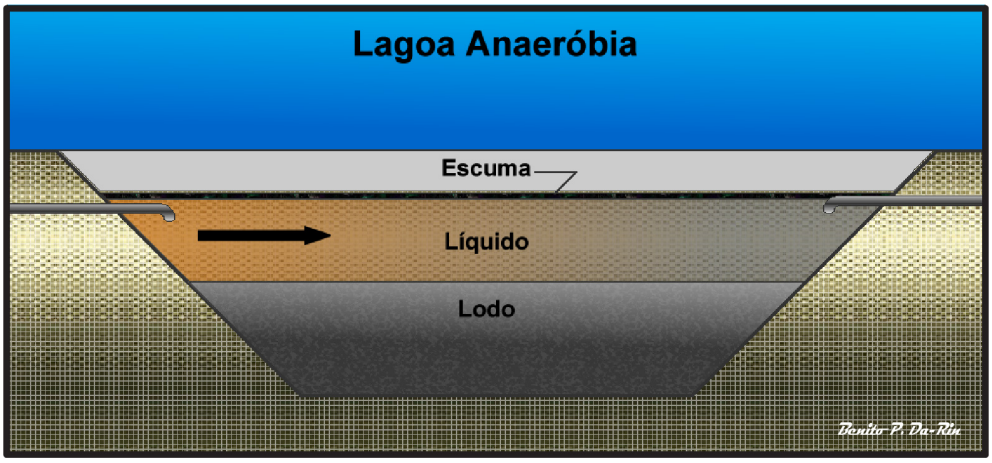
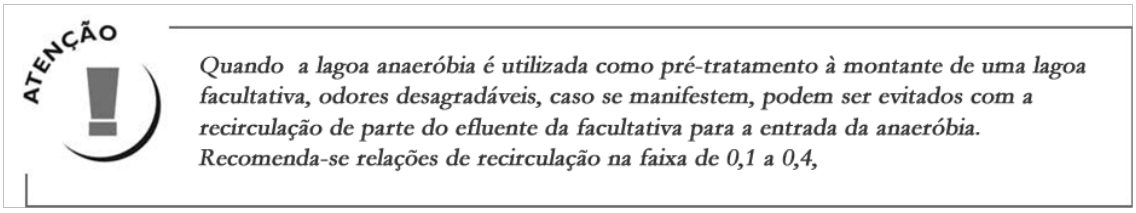


Figura 8-2 - Lagoa anaeróbia



8.1.3 Lagoas aeróbias

Também são tanques para os quais se encaminham os esgotos. Nelas as algas proliferam em grande quantidade devido às condições ambientais propícias.

As algas, ao exercer a fotossíntese, liberam no líquido o oxigênio necessário tanto à manutenção de condições aeróbias em toda a massa líquida quanto à estabilização bioquímica da matéria orgânica por meio do metabolismo de organismos aeróbios.

Como a produção de oxigênio pelas algas depende da luz solar, lagoas estritamente aeróbias não podem ter profundidades elevadas, posto que os raios solares não conseguem penetrar até as camadas inferiores. Para garantir condições aeróbias permanentes, a profundidade não deve exceder 0,45 m, o que exige a utilização de áreas excessivamente grandes. Mas, ainda que se mantenha a profundidade dentro dos limites recomendados, é praticamente impossível evitar a deposição de sólidos no fundo da lagoa, onde se formaria então uma camada anaeróbia, o que torna a lagoa aeróbia um dispositivo impossível de obter na prática.

8.1.4 Lagoas de maturação

São tanques que recebem o efluente de estações de tratamento convencionais ou de outras lagoas, cuja finalidade é “polir” o efluente, reduzindo, principalmente, a concentração de sólidos

sedimentáveis e organismos patogênicos. Lagoas de maturação são, portanto, dispositivos de tratamento terciário e não se destinam à estabilização da matéria orgânica mas, sim, propiciam uma "melhoria" na qualidade do efluente de instalações de tratamento secundário. No tratamento de despejos industriais podem ser usadas para a redução dos chamados "poluentes prioritários", compostos orgânicos que, mesmo em concentrações muito pequenas, podem causar danos à saúde humana e de animais devido a seus efeitos teratogênicos (deformações genéticas), carcinogênicos (propiciam o desenvolvimento de carcinomas, ou câncer) e tóxicos.

8.1.5 Lagoas facultativas

São dispositivos de tratamento para os quais são encaminhados esgotos brutos ou pré-tratados visando à estabilização bioquímica da matéria orgânica afluente por meio do metabolismo de organismos:

- aeróbios que se utilizam do oxigênio produzido pelas algas presentes na lagoa, devido às condições ambientais favoráveis;
- anaeróbios, que proliferam na camada de lodo depositada no fundo.

Lagoas facultativas constituem a maioria das lagoas de estabilização existentes no mundo. Por isso, vamos abordá-las de forma mais detalhada.

Veja, na Figura 8-3 o diagrama esquemático de uma lagoa facultativa.

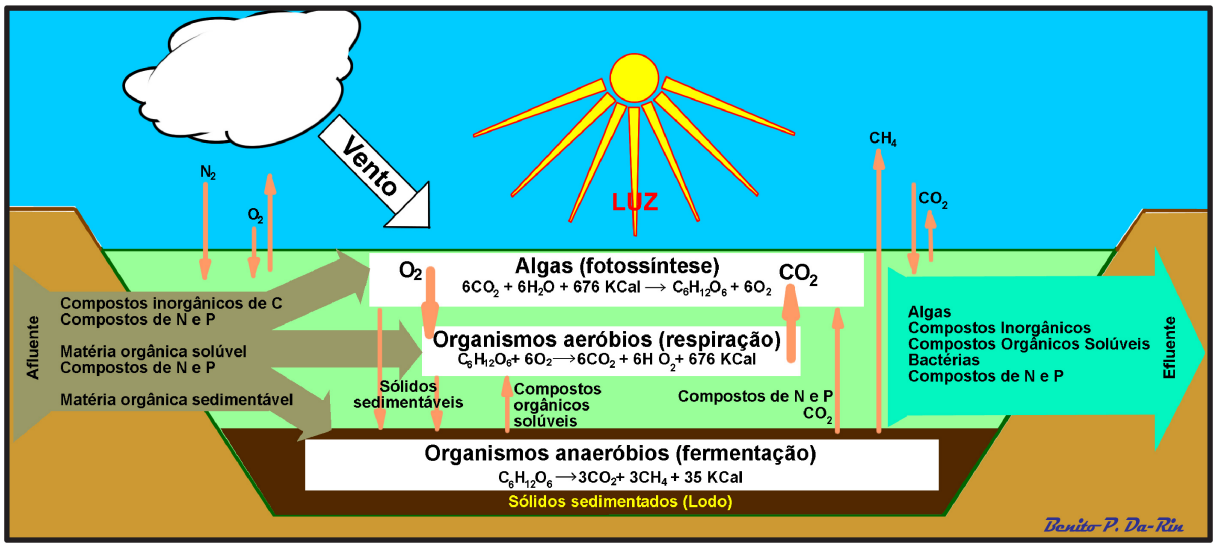


Figura 8-3 - Diagrama esquemático de uma Lagoa Facultativa

8.1.5.1Constituição

Uma lagoa facultativa se caracteriza pela existência de:

- uma camada superior - onde predominam as condições aeróbias;
- uma camada no fundo - onde predominam as condições anaeróbias.

O oxigênio necessário à manutenção das condições aeróbias na camada superior provém, principalmente, das algas ali existentes, que o geram por fotossíntese. Há, ainda, a parcela devida à reaeração natural que, comparada com a anterior, pode ser considerada desprezível.

Para realizar a fotossíntese as algas se utilizam dos produtos finais do metabolismo tanto dos seres aeróbios das camadas superiores, quanto dos seres anaeróbios da camada no fundo. Há, portanto, uma constante interação entre os organismos presentes, conforme esquematizado na Figura 8-3.

Podemos, então, afirmar que uma lagoa facultativa se constitui em um ecossistema, no qual a manutenção do equilíbrio biológico é fundamental para o funcionamento do processo.

8.1.5.2 Funcionamento

O esgoto bruto introduz no ecossistema compostos de carbono inorgânico, nitrogênio, fósforo e demais nutrientes básicos, além de matéria orgânica instável, seja em solução, seja em suspensão. Através da interface entre a atmosfera e a superfície líquida, penetram na lagoa nitrogênio, gás carbônico e oxigênio do ar atmosférico.

No período diurno, há luz solar em abundância.

Tais condições ambientais são propícias à proliferação de algas. Elas se utilizam de compostos de carbono inorgânico e de N e P, trazidos pelo afluente, de nitrogênio e gás carbônico difundido pela superfície e, principalmente, dos produtos do metabolismo dos organismos aeróbios e anaeróbios (CO_2, compostos de N e P) para sintetizar a matéria orgânica que necessitam, liberando oxigênio para o ambiente, através da reação básica da fotossíntese:

$$6\ CO_2 + 6\ H_2O \xrightarrow{673\ Kcal} = C_6H_{12}O_6 + 6\ O_2$$ Equação 8-1

Além disso, as algas liberam para o líquido partículas sedimentáveis, seja sob a forma de produtos de metabolismo seja, principalmente, sob a forma de material celular morto, que se depositam no fundo.

O oxigênio liberado pelas algas (além da pequena parcela obtida por reaeração natural) é utilizado pelos organismos aeróbios para metabolizar a matéria orgânica em solução ou suspensão coloidal, parte dos compostos de N e P trazidos pelo afluente e os compostos orgânicos em solução oriundos do metabolismo dos organismos anaeróbios do fundo que são liberados para o meio através da reação básica do metabolismo aeróbio:

$$C_6H_{12}O_6 + 6\ O_2 = 6\ CO_2 + 6\ H_2O + 673KCal$$ Equação 8-2

A maior parte do gás carbônico liberado é utilizado pelas algas. O restante acaba se perdendo pela superfície ou pelo efluente.

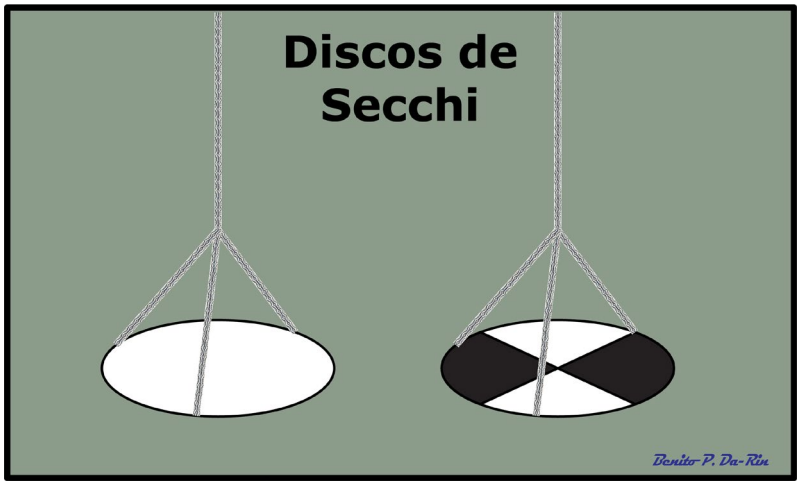


Figura 8-4 - Discos de Secchi

Do metabolismo aeróbio resultam igualmente sólidos sedimentáveis, seja sob a forma de produtos do metabolismo seja sob a forma de material celular morto, que se depositam no fundo.

A liberação do oxigênio para o meio se processa apenas na região da camada superior onde penetra a luz solar. A penetração da luz é dificultada pela turbidez do líquido, turbidez esta devida principalmente à presença das próprias algas.

A penetração da luz no interior da lagoa pode ser avaliada através da utilização do dispositivo denominado Disco de Secchi.

Trata-se de um disco pesado, com 30 cm de diâmetro, pintado de branco ou branco e preto, como mostra a Figura 8-4. Para usá-lo, deve-se:

- imergir o disco na lagoa;
- registrar a profundidade em que o observador já não consegue mais distinguir o disco.

Importante

Para chegar aos olhos do observador a luz refletida pelo disco precisa atravessar duas vezes a camada de água que vai da superfície até o disco. Considerando esse fato, pode-se então estimar a profundidade máxima de penetração da luz como o dobro da imersão do disco.

8.1.5.3 Fatores limitantes

A produção de oxigênio por fotossíntese não depende, apenas, da energia luminosa, mas de diversos outros fatores, como disponibilidade de nutrientes e temperatura do meio. Em meios onde há fartura de nutrientes, tanto a temperatura quanto a luminosidade podem se tornar fatores limitantes. Isso porque a fotossíntese (cuja representação sob a forma da reação química é bastante simplificada) consiste, de fato, no encadeamento altamente complexo de diversas reações bioquímicas, algumas dependentes da presença de enzimas (enzimáticas), outras da presença da luz (fotoquímicas).

8.1.5.3.1 Temperatura

Nas reações bioquímicas enzimáticas, a influência da temperatura é decisiva e obedece à Lei de Arrhenius, que estabelece uma variação exponencial.

Importante

Se a temperatura não estiver na faixa compreendida entre 4°C e 35°C, o metabolismo das algas é inibido e a produção de oxigênio decresce rapidamente até cessar.

Nas reações fotoquímicas a temperatura não exerce influência, mas a disponibilidade de luz é fundamental. Por isso, nas camadas superiores, muito próximas à superfície, onde há abundância de energia luminosa, a temperatura constitui o fator limitante, pois a luminosidade se faz presente em tal abundância que apenas de 5% a 7% da energia luminosa disponível será utilizada para a

fotossíntese. Por isso, nesta camada, a rapidez da fotossíntese será controlada pela produção de enzimas, variando exponencialmente com a temperatura na faixa compreendida entre 4°C e 35°C.

8.1.5.3.2 Luminosidade

À proporção que se penetra na direção do fundo da lagoa, a disponibilidade de energia luminosa decresce em virtude de sua absorção pela turbidez das camadas superiores. Chega-se, então, a um ponto em que, para as condições de temperatura vigentes, o fator limitante será a luminosidade.

Devido a este fenômeno, a produção de oxigênio decresce à proporção que a disponibilidade de energia luminosa vai sendo reduzida, até atingir um ponto no qual todo o oxigênio produzido por fotossíntese passa a ser consumido pela própria respiração das algas (pois, convém lembrar, as algas também são organismos aeróbios). Este ponto é denominado "ponto de compensação" e se manifesta nas lagoas em uma profundidade conhecida como "profundidade de compensação", abaixo da qual não há liberação de oxigênio para o meio.

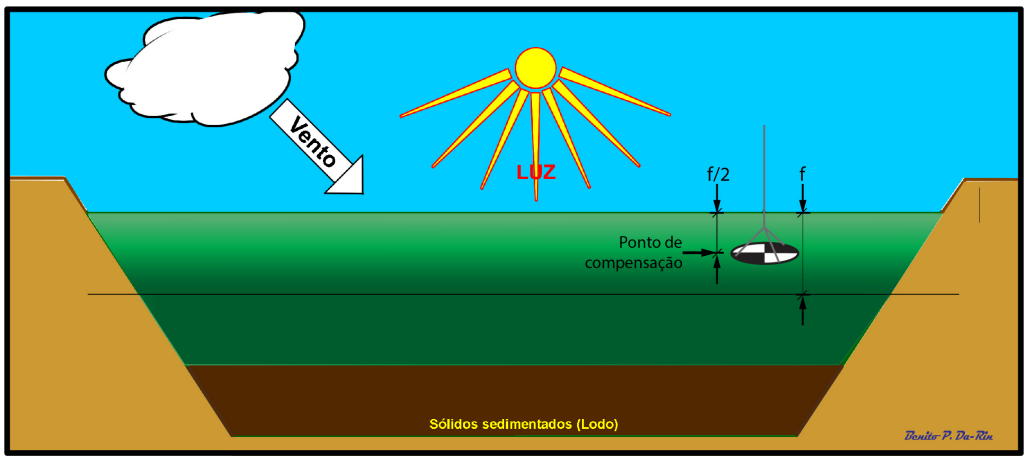


Figura 8-5 - Ponto de compensação

Em lagoas de estabilização fotossintéticas, a profundidade de compensação se situa na faixa de 0,50 m a 0,70 m, e coincide, geralmente, com a metade da profundidade máxima alcançada pela luz, como mostrado na Figura 8-5.

Abaixo do ponto de compensação ainda é possível encontrar oxigênio dissolvido que migrou das camadas superiores por difusão (em teores muito baixos) e, principalmente, por mistura pela ação dos ventos. Entretanto, em condições de calmaria, o teor de OD decresce com o aumento da profundidade, até atingir zero no nível correspondente à profundidade de compensação. Abaixo desse ponto, predominarão as condições de anaerobiose, especialmente na camada do fundo, onde se depositam os sólidos sedimentáveis formando uma camada de lodo. Tais sólidos são constituídos, principalmente, por matéria orgânica biodegradável, seja trazida com o afluente, seja resultante dos processos metabólicos das algas e dos organismos aeróbios em suspensão.

Observação

A mistura pela ação dos ventos é extremamente importante para o desempenho da lagoa; seus efeitos serão abordados adiante.

8.1.5.4 Matéria orgânica

A matéria orgânica é metabolizada pelos organismos anaeróbios que proliferam junto ao fundo, obedecendo à reação básica do metabolismo anaeróbio:

$$C_6H_{12}O_6 = 3\,CH_4 + 6\,CO_2 + 35Kcal$$ Equação 8-3

O gás metano liberado se perde para a atmosfera. O gás carbônico é, em sua maior parte, utilizado pelas algas para a fotossíntese, juntamente com certos compostos de N e P igualmente liberados. Além disto, o metabolismo anaeróbio produz sólidos sedimentáveis estabilizados, que constituem o húmus do fundo, e também libera uma certa quantidade de compostos orgânicos solúveis, utilizados pelos organismos aeróbios presentes nas camadas superiores.

A liberação destes compostos orgânicos solúveis instáveis pelo lençol de lodo adquire importância, particularmente, em regiões onde há grande variação de temperatura entre verão e inverno. Durante o inverno, a atividade bacteriana no lodo do fundo é inibida pelas baixas temperaturas: um decréscimo de 10 graus centígrados na temperatura ambiente reduz a atividade bacteriana à metade. Nessas ocasiões, há um acúmulo de matéria orgânica no fundo que força a espessura do lençol de lodo a aumentar progressivamente. Com a elevação da temperatura, ao final do inverno, a atividade bacteriana aumenta e toda a massa de lodo acumulada durante essa estação passa a ser rapidamente estabilizada, com a consequente liberação de razoável quantidade de compostos orgânicos para o meio líquido.

Esta carga orgânica liberada se somará à introduzida com o esgoto afluente, num fenômeno de realimentação que, em certos casos, pode sobrecarregar o sistema e romper o equilíbrio biológico. Mas, mesmo que esse problema não ocorra, verifica-se uma flutuação sazonal na qualidade do efluente, que tende a se deteriorar logo após o inverno. Esse fenômeno é denominado *spring-turnover*.

A espessura do lençol de lodo no fundo de uma lagoa facultativa varia durante o ano. Assim que a unidade entra em funcionamento passa a ocorrer, ano após ano, um pequeno acréscimo da espessura. O equilíbrio somente é atingido quando todo o depósito efetuado durante um ano é consumido nesse mesmo período. Em climas quentes, este equilíbrio é atingido em cerca de cinco anos, podendo, entretanto, tardar até 20 anos em regiões de climas frios. A partir daí a espessura do lençol passa a variar sazonalmente em torno de um valor médio, que não mais se altera.

O afluente de uma lagoa facultativa contém:

- pequena quantidade de matéria orgânica solúvel em elevado grau de estabilização;
- compostos minerais e compostos de N e P em solução;
- certa quantidade de bactérias e, sobretudo:
- grande quantidade de algas.

A presença das algas representa o mais sério inconveniente para a utilização de lagoas facultativas. Com efeito, sendo elas lançadas ao corpo receptor juntamente com o efluente da lagoa, como não encontram aí as mesmas condições ambientais favoráveis que predominavam no interior da lagoa (sobretudo no que toca à disponibilidade de CO_2), não conseguem sobreviver e se transformam, então, em material celular morto, que passará a exercer certa demanda de oxigênio.

Dependendo das condições ambientais e do funcionamento da lagoa, esta demanda de oxigênio pode ser extremamente elevada. Uma lagoa facultativa deve ser então encarada como um processo de

conversão de carbono, uma vez que uma fração substancial da matéria orgânica presente nos esgotos é indiretamente incorporada ao material celular das algas. O carbono orgânico contido no afluente, ou grande parte dele, é convertido em material celular e lançado ao corpo receptor. King e outros, em trabalho intitulado *Efeitos do Efluente de Lagoas em um Curso de Água Receptor,* apresentado no 2° Simpósio Internacional sobre Lagoas para Tratamento de Esgotos (Kansas City, 1970), concluem, textualmente:

"Efluentes de lagoas contendo algas podem exercer marcante influência nas condições ambientais do curso de água que os recebe, por uma distância desde algumas jardas até muitas milhas a jusante. O comprimento do trecho afetado irá depender, em cada caso, do grau de diluição do efluente e do turbilhonamento do curso de água. Pequenos córregos, que recebem efluentes de lagoas, parecem ser pouco mais que uma série linear de filtros biológicos (corredeiras) e unidades de sedimentação e digestão (trechos calmos). Assim sendo, o curso de água que recebe o efluente de uma lagoa deve ser considerado como parte integrante do sistema total de tratamento, e a utilização do curso de água deve ser reconhecida e admitida, onde quer que as lagoas sejam usadas".

Por essas razões, antes da implantação de uma lagoa, é preciso verificar se o corpo receptor pode arcar com esse tipo de carga.

8.2 Fatores intervenientes

A implantação de uma lagoa de estabilização exige a avaliação de certos fatores que exercem influência sobre o desempenho do processo. Tais fatores podem ser: não-controláveis, parcialmente controláveis, ou controláveis pelos responsáveis pela operação.

8.2.1 Fatores não-controláveis

Entre os fatores não-controláveis, destacam-se as características climáticas da região, conforme veremos a seguir.

8.2.1.1 Temperatura

A temperatura ambiente é importante porque influencia tanto a fotossíntese quanto a rapidez dos processos metabólicos de estabilização bioquímica. Temperaturas muito baixas, menores de 10°C, são desfavoráveis. Por outro lado, climas excessivamente quentes também podem gerar problemas, pois, se a temperatura do líquido da lagoa ultrapassar 35°C, grande parte das algas não sobreviverá, o que implica ruptura do equilíbrio biológico do sistema. Nesse caso, todo o sistema pode se tornar anaeróbio por carência de oxigênio acarretando, além do desprendimento de odores mefíticos, a deterioração da qualidade do efluente.

Importante

Uma lagoa na qual o equilíbrio biológico foi rompido pode se tornar anaeróbia em menos de um dia. Já a recuperação do equilíbrio pode levar cerca de 15 dias a 30 dias, durante os quais ela deverá receber somente uma pequena fração da vazão afluente que deve ser aumentada paulatinamente.

Outro ponto importante no que toca à temperatura é a diferença entre os valores extremos da variação diurna da temperatura, particularmente nos meses de verão, onde esta variação é mais ampla.

A temperatura do estrato superior da lagoa, ou seja, da camada de líquido situada próxima à superfície, tende a variar durante as 24 horas do dia acompanhando aproximadamente a variação da temperatura do ar atmosférico, atingindo seus valores máximos no período da tarde e mínimos durante a madrugada. Já a temperatura do líquido junto ao fundo tende a não variar ou apresentar uma variação desprezível ao longo do mesmo período.

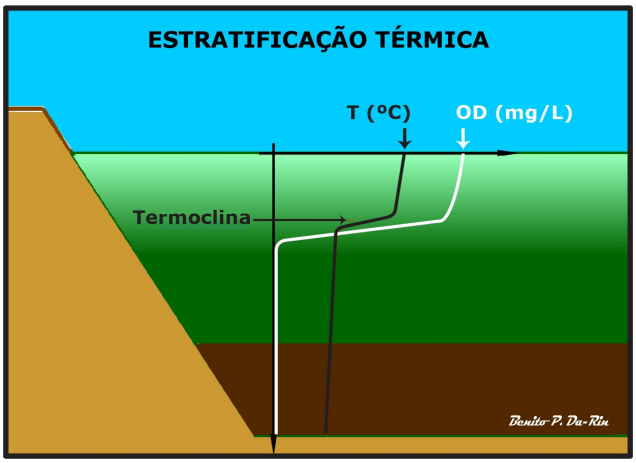


Figura 8-6- Formação de termoclina

A Figura 8-6 mostra um perfil de temperatura (linha negra) obtido no final de uma tarde de verão, combinado com um perfil dos teores de oxigênio dissolvido (em linha branca) ao longo da profundidade da lagoa obtido na mesma ocasião. A observação deste perfil leva a duas conclusões importantes:

1. À medida que se caminha da superfície em direção ao fundo, a temperatura tende a baixar lentamente até um certo ponto onde se observa uma queda brusca da temperatura, que volta então a baixar lentamente até o fundo; este fenômeno (a brusca descontinuidade da variação da temperatura) denomina-se “termoclina” e é bastante comum em corpos d´água onde o escoamento é próximo do lamelar;
2. O perfil dos teores de OD apresenta aproximadamente a mesma variação do perfil da temperatura; portanto, caso se registre a formação de uma termoclina, os teores de oxigênio dissolvido necessários para suprir a demanda dos organismos aeróbios se registrarão apenas na camada situada acima da termoclina.

Em uma situação como esta o conteúdo da lagoa se apresenta dividido em duas camadas que, se não houver a ação de um agente externo, não se misturam. Isto é claramente desfavorável ao funcionamento da lagoa facultativa como unidade de tratamento de esgotos. E, após estabelecida a termoclina, caso venha a se manter por longos períodos, acabará promovendo uma indesejável seleção de espécies dos organismos presentes, mantendo as algas produtoras de oxigênio (e consumidoras de gás carbônico), assim como as bactérias aeróbias consumidoras deste oxigênio (e eficientes produtoras de gás carbônico) apenas na fina camada líquida prevalente acima da termoclina, o que terminará por causar o colapso do sistema, com toda a lagoa entrando em anaerobiose por carência de oxigênio.

Felizmente, na grande maioria das vezes, no período noturno a situação se inverte. A temperatura da superfície, seguindo a tendência da temperatura atmosférica, cai significativamente e atinge valores menos elevados que a temperatura do fundo que, como vimos, pouco ou nada se altera ao longo do tempo. Com isto, há uma suave mistura do conteúdo da lagoa causada pelo fenômeno da convecção no qual, por diferença de densidade, a água mais fria (e mais densa) que então se situa junto à superfície, se desloca para baixo, trocando de lugar com a camada situada imediatamente abaixo dela – o que promove uma benéfica redistribuição dos organismos na lagoa (foi baseado nisto que, como veremos adiante, Marais desenvolveu uma técnica de dimensionamento de lagoas facultativas que as considera reatores em mistura completa; uma simples observação visual de qualquer lagoa facultativa evidencia que poucos reatores se parecem menos com um de mistura completa que ela, mas se considerarmos que o tempo de detenção hidráulica – e, por via de consequência, a idade do lodo – de uma lagoa facultativa é da ordem de dezenas de dias, percebe-se que, de fato um reator biológico que mistura totalmente seu conteúdo dezenas de vezes ao longo de uma idade do lodo, para fins de modelagem de processo pode, sim, ser considerado em mistura completa).

Esta mistura diária é importante. Porém, qualquer fator adicional que implique melhorar o grau de mistura (e, portanto, a distribuição do oxigênio dissolvido em maior extensão da profundidade) será benéfico. Este fator costuma ser a ação dos ventos, como veremos adiante.

8.2.1.2 Insolação

A insolação é outro fator influente no processo, uma vez que a luz é indispensável para a fotossíntese.

No que se refere a esse fator, é preciso levar em conta não apenas a intensidade média da iluminação como também a duração do período diurno, posto que as algas liberam oxigênio somente durante o dia. Portanto, é fundamental conhecer:

- a duração do período diurno, que depende, exclusivamente, da latitude e da época do ano;
- a intensidade média da iluminação, que depende tanto da latitude quanto de fatores outros como nebulosidade etc.

Existem tabelas que permitem não só avaliar os valores prováveis da energia solar visível que incide sobre uma superfície horizontal ao nível do mar em função da latitude e da época do ano, como também efetuar a correção da altitude. No que concerne à nebulosidade, apenas um estudo dos dados climatológicos locais poderá avaliar sua influência que, em geral, é expressa em porcentagem e se refere ao período do ano em que ocorre durante o dia a formação de nuvens suficientemente densas a ponto de absorver uma fração significativa da energia luminosa incidente.

8.2.1.3 Evaporação e precipitação

Evaporação e precipitação podem, em casos raros, exercer alguma influência. Isso porque, sendo a lagoa um reator biológico no qual o tempo médio de residência celular é igual ao tempo de detenção hidráulica, quaisquer variações significativas no tempo de detenção podem alterar o comportamento do sistema. É evidente que influências significativas ocorrem somente quando a evaporação ou precipitação alcançam valores extremos.

No entanto, mesmo sendo pequena a possibilidade de interferência, ao se executar um projeto devem ser feitas as verificações da influência dos fatores em questão no mês em que a diferença entre altura média de precipitação e de evaporação for máxima. Caso a altura de precipitação média no mês mais

desfavorável venha a ser muito maior que a altura de evaporação, o tempo de detenção hidráulica poderá sofrer uma redução sensível, acarretando prejuízos óbvios para o desempenho do processo. No caso oposto, em que a altura de evaporação é muito mais elevada que a de precipitação, pode ocorrer um abaixamento do nível da lagoa ou uma elevação da salinidade do meio até limites que interfiram no desempenho do processo.

8.2.1.4 Regime de ventos

O regime de ventos pode influenciar não somente na escolha do local de instalação da lagoa como também na eficiência de seu funcionamento. Por isso, ao selecionar a área para implantação da unidade, devem ser considerados alguns aspetos, tais como:

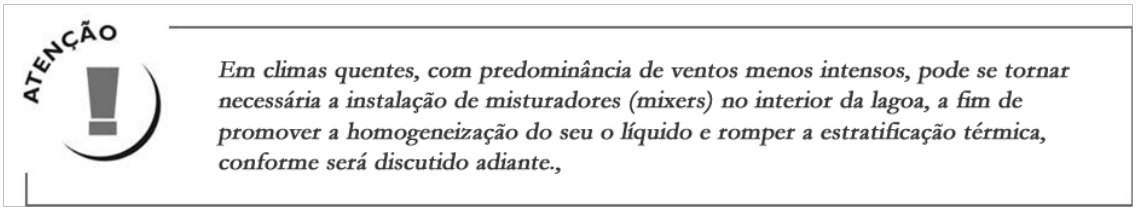
- os ventos dominantes devem transportar possíveis odores para longe da área urbana;
- os ventos dominantes devem soprar de jusante para montante, visando evitar a formação de curtos-circuitos e melhorar o regime de mistura.

No que concerne ao regime de mistura das águas da lagoa, o regime de ventos também é importantíssimo, particularmente em regiões quentes, onde há tendência de estratificação térmica das águas com formação de termoclina, como visto anteriormente.

A influência dos ventos no regime de mistura da lagoa pode ser observada na Figura 8-7.

Figura 8-7 - Ação do vento como agente misturador

Caso não haja certa mistura das águas da lagoa, o oxigênio não se encontrará disponível nas camadas inferiores, que permanecerão anaeróbias, podendo causar uma sobrecarga no sistema e levá-lo ao desequilíbrio.



8.2.2 Fatores parcialmente controláveis

Dentre os fatores parcialmente controláveis, destacam-se:

- As características dos esgotos afluentes - grandes variações de vazão ou carga orgânica afluente podem causar a ruptura do equilíbrio biológico na região onde o afluente é lançado à lagoa. Esse desequilíbrio tende a se propagar a toda massa líquida, o que pode ser minimizado com a adoção de tanques equalizadores.
- A presença de nutrientes básicos no esgoto afluente – um fator fundamental para o desempenho do processo, já que as algas responsáveis pela produção de oxigênio exigem nutrientes, especialmente nitrogênio e fósforo. Substâncias tóxicas devem ser evitadas no afluente das lagoas, pois as algas são bastante sensíveis à sua presença. Essa sensibilidade acaba tornando o processo pouco indicado para o tratamento de despejos industriais contendo compostos tóxicos e pobres em nutrientes. Da mesma forma, devem ser evitados despejos industriais que contenham substâncias que emprestam cor ao líquido da lagoa, em virtude da dificuldade causada para a penetração da luz.

8.2.3 Fatores controláveis

Finalmente, os fatores controláveis dizem respeito às características construtivas que podem influir no desempenho do processo, tais como: formato, posição, propriedades do terreno, profundidade e características construtivas.

Este controle, é bom que se diga, está nas mãos do projetista, não do operador. No que diz respeito a eles, temos a considerar:

8.2.3.1 Formato

O formato da lagoa facultativa, sempre que possível, deve ser retangular, com o comprimento na faixa de duas a três vezes a largura. Se as condições topográficas locais ou o formato do terreno disponível tornarem isto impossível, o formato da lagoa deve ser o mais regular possível, evitando-se a formação de “ilhas”, “baías” ou “penínsulas” em seu interior.

8.2.3.2 Localização

Lagoas facultativas devem se localizar, preferentemente, longe das habitações, respeitando-se uma distância mínima de 500 m das áreas urbanizadas. Quando possível devem ser construídas à sotavento da comunidade, de forma que o vento leve eventuais odores para longe da área urbana. E devem ser protegidas por cerca ou muro para evitar que animais – ou mesmo crianças da comunidade – se banhem em suas águas (lembrando que, apesar de se tratar de uma unidade de tratamento de esgotos, o aspecto de uma lagoa facultativa operando em condições de equilíbrio, nada tem de repelente, muito pelo contrário: suas águas, verdes devido à presença das algas, chegam a ser atraentes e, no verão, convidativas; um dos problemas a ser controlado em lagoa operada pelo autor e situada junto a uma comunidade carente era evitar que crianças desta comunidade se banhassem em suas águas na época do verão).

8.2.3.3 Características do terreno e profundidade

A profundidade de uma lagoa facultativa deve se situar entre 1,2 m e 3,0 m. No Brasil, recomenda-se o uso de profundidades variando entre 2,0 m e 2,5 m.

Das características do terreno, a única que interessa é a permeabilidade, e ainda assim em circunstâncias especiais.

Isso porque, em condições normais, se a permeabilidade do fundo da lagoa não for tão grande que impeça o enchimento da mesma (ou seja, todo o líquido se esvai através do solo), o problema acabará se resolvendo com o tempo. Isto porque, depois de cheia e com o passar do tempo, a própria presença do lençol de lodo no fundo da lagoa acabará por impermeabilizar este fundo. As exceções se configuram quando o abastecimento de água da comunidade é feito captando-se água do lençol freático ou quando o afluente da lagoa contém substâncias tóxicas dissolvidas (caso de certos despejos industriais e de chorume de aterros sanitários) que podem contaminar o lençol freático. Nestes casos deve-se providenciar a impermeabilização do fundo.

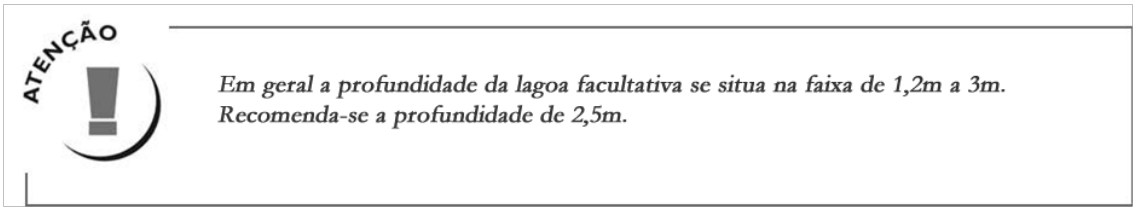
Esta impermeabilização pode ser conseguida seja com o espalhamento e compactação de uma camada de solo argiloso, impermeável, com espessura igual ou superior a 5 cm após compactada, ou com o uso de mantas de material plástico fabricadas especialmente para este fim.

8.3 Critérios de dimensionamento

O dimensionamento de lagoas facultativas tem sido feito com base em diversos critérios empíricos ou racionais que serão examinados a seguir. Antes, convém ressaltar que a obtenção de um modelo matemático que realmente represente o processo é extremamente difícil devido ao elevado número de fatores intervenientes, em sua maioria não-controláveis pelo operador, além de outros cuja influência é dificilmente quantificável. Dessa forma, qualquer que seja o critério empregado, a sua aplicação não deve dispensar uma crítica judiciosa, baseada sobretudo na experiência do projetista.

8.3.1 Taxa de aplicação superficial de carga orgânica

Este critério empírico, extremamente difundido, consiste em determinar a área da lagoa por meio do simples quociente entre a carga orgânica diária afluente e uma taxa de aplicação superficial de carga orgânica, arbitrada pelo projetista levando em conta os diversos fatores de influência sobre o processo.



8.3.1.1 Valores da taxa de aplicação de carga orgânica

Os valores variam largamente, de acordo com as características locais como, por exemplo:

- nos EUA, os valores recomendados situam-se na faixa de 10 kg DBO/ha x dia a 60 kg DBO/ha.dia;
- no Chile, a Dirección de Obras Sanitarias recomenda taxas de aplicação que variam de: 10 kg DBO/ha x dia a 50 kg DBO/ha.dia para o extremo sul do pais até 180 kg DBO/ha,dia a 260 kg DBO/ha x dia para o extremo norte.

A publicação *Waste Stabilization Ponds*, da Organização Mundial da Saúde, recomenda as taxas de aplicação transcritas na tabela a seguir.

Tabela 8-1 - Taxas de aplicação de carga orgânica

Taxa de Aplicação (kg DBO/ha x dia)	**Condições Ambientais**
<10	Zonas muito frias. Cobertura de gelo sazonal. Águas com temperaturas uniformemente baixas. Nebulosidade variável.
10 a 50	Clima sazonalmente frio, com cobertura de gelo sazonal e verão curto, com temperaturas temperadas.
50 a 150	Clima entre temperado e semitropical. Cobertura de gelo ocasional, sem nebulosidade persistente
150 a 300	Clima tropical, temperatura e insolações uniformes, sem nebulosidade sazonal

8.3.1.2 Dimensionamento

Quando se adota esta técnica, o dimensionamento da lagoa consiste em:

1. Determinação da área:

$$A = \frac{Q \cdot S_{i5}}{T}$$ Equação 8-4

onde:

A = área da lagoa (ha)

Q = vazão média afluente (m^3/dia)

$\mathbf{S_{i5}}$ = DBO5 do esgoto afluente (kg/m^3)

T = taxa de aplicação superficial de carga orgânica (kg DBO_5/ha x dia)

2. Determinação do volume:

$$V = {}^{A}/_{H}$$ Equação 8-5

onde:

V = volume da lagoa (m^3)

H = profundidade (m)

Importante

O critério da "taxa de aplicação superficial de carga orgânica" é extremamente simples. Recomenda-se a sua utilização apenas para pré-dimensionamento ou verificação de projetos.

8.3.2 Critério de Oswald e Gotaas

Trata-se de critério inteiramente racional, baseado na produção de oxigênio pelas algas no interior da lagoa. Seus autores efetuaram um balanço energético que levou em conta a utilização da energia luminosa para sintetizar o material celular das algas e a energia disponível em Cal/g nesse material celular. Através desse balanço determinaram que a produção de oxigênio pelas algas, referida à área da lagoa, podia ser expressa por:

$$P_{O2} = 28,02.10^{-6}.F.E$$ Equação 8-6

onde:

$\mathbf{P_{O2}}$ = produção de oxigênio pelas algas (kg O_2/m² x dia)

E = energia solar visível média (langleys/dia; 1 langley = 1 Cal/m²)

F = eficiência fotossintética (%)

O parâmetro **F**, eficiência fotossintética, exprime a porcentagem da energia total da luz visível, que é utilizada pelas algas e incorporada à biomassa sob a forma de material celular. Geralmente, seu valor varia de 0,5% a 6%, em função:

- da concentração da DBO aplicada;
- da temperatura da lagoa;
- do tempo em que o Sol permanece sobre o horizonte.

O parâmetro **E**, energia solar incidente média sobre a superfície da lagoa sob a forma de luz visível, pode ser determinado pela expressão:

$$E = E_{min} + P.(E_{max} - E_{min})$$ Equação 8-7

onde:

P = fração média do tempo diurno que o Sol permanece sobre o horizonte (adimensional);

$\mathbf{E_{max}}$ = energia solar visível máxima (langleys/dia);

$\mathbf{E_{min}}$ = energia solar visível mínima (langleys/dia).

Importante

Os valores de E_{max}, E_{min} e P variam com a latitude e a época do ano. Existem tabelas que fornecem seus valores mês a mês para diversas latitudes. Também é possível obter o valor de F (da Equação 8-4) em função dos fatores intervenientes sobre a lagoa.

8.3.2.1 Dimensionamento

A adoção deste critério de dimensionamento baseia-se na igualdade entre produção e consumo de oxigênio, sendo expresso sob a forma de taxa de aplicação superficial de carga orgânica **T**.

A carga orgânica a ser considerada é a denominada DBO última, posto que os tempos de detenção em lagoas de oxidação geralmente são maiores que cinco dias, o que desaconselha a utilização da DBO_5. Portanto:

$$T = \frac{Q.S_{iu}}{A}$$ Equação 8-8

onde:

S_{iu}= DBO última (ou DBO_{20}) do afluente (kg/m^3)

Igualando o consumo de oxigênio, expresso pela DBO última com a produção expressa pela Equação 8-6 e, depois, operando, temos o valor da Área, em m^2, conforme a Equação 8-9:

$$A = 35,7.10^3\left(\frac{Q.S_{iu}}{F.E}\right)$$ Equação 8-9

Nesta equação, homogênea, os valores são expressos nas seguintes unidades:

A: m^2;

Q: m^3/dia;

Siu: kg/m^3;

E: langley / dia;

F: %.

Esta mesma relação pode ser expressa por:

$$A = 3,57.10^3\left(\frac{Q.S_{iu}}{F.E}\right)$$ Equação 8-10

Com os parâmetros expressos nas seguintes unidades:

A: ha;

Q: m^3/dia;

S_{iu}: mg/L;

F: %;

E = langley/dia.

Importante

O critério de Oswald e Gotaas foi testado em lagoas piloto de laboratório, com resultados aceitáveis. Tal critério se baseia, entretanto, em equações racionais, levando em conta, quase exclusivamente, a radiação solar que teoricamente incidiria sobre a lagoa, desprezando outras características e peculiaridades do local, cuja influência pode alterar sensivelmente o desempenho previsto.

8.3.3 Critério de Herman e Gloyna

Trata-se de critério desenvolvido a partir da observação do comportamento de lagoas facultativas de laboratório e de instalações-piloto. As pesquisas efetuadas por Herman e Gloyna concluíram que, para oferecer uma redução de DBO entre 85% e 95%, a condição ótima de funcionamento de uma lagoa de estabilização fotossintética que recebe um afluente de esgotos domésticos com uma DBO de 200 mg/L seria operar em uma temperatura de 35°C com sete dias de detenção. A relação sugerida para dimensionamento é, portanto, baseada nessas observações, sendo incluídos os devidos fatores de correção.

A relação básica, ou seja, a que exprime a condição ótima, seria:

$$V = Q.t \qquad \text{Equação 8-11}$$

onde:

V = volume da lagoa (m^3);

Q = vazão média afluente (m^3/dia)

t= tempo de detenção hidráulica; para as condições ótimas, t=7 dias.

Como **t** foi determinado para a temperatura de 35°C e DBO afluente de 200 mg/L, a aplicação da fórmula sob condições diferentes destas deve ser feita incluindo os devidos fatores de correção.

A correção do tempo de detenção para uma temperatura diferente da usada em laboratório deve ser feita considerando a Lei de Arrhenius (que regula a variação da atividade bioquímica em função da temperatura), usando um coeficiente $\theta = 1{,}085$.

Já a correção relativa à diferença na concentração de DBO afluente se fará usando uma simples relação direta entre a DBO afluente ao sistema e a DBO afluente utilizada nas pesquisas, ou seja, de 0,2 kg/ m^3 (ou 200 mg/L). A inclusão dos fatores de correção leva a:

$$V = Q.t_0.\left(\frac{S_i}{0,2}\right).\theta^{(35-T)} \qquad \text{Equação 8-12}$$

onde:

$\mathbf{S_i}$ = DBO do esgoto afluente (kg/m^3);

$\boldsymbol{\theta}$ = coeficiente de correção de temperatura ($\theta = 1{,}085$);

T = temperatura do líquido da lagoa (°C).

Substituindo na Equação 8-12 o valor de $t_0 = 7$ dias e exprimindo a DBO em mg/L, a relação se apresenta sob forma na qual é mais conhecida:

$$V = 3,5.10^{-2}.Q.S_i.1,085^{(35-T)} \qquad \text{Equação 8-13}$$

Onde são utilizadas as unidades:

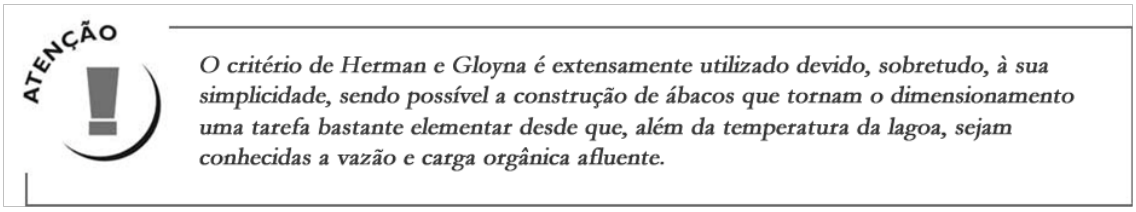
V: m^3;

Q: m^3/dia;

$\mathbf{S_i}$: mg/L.

Segundo os autores, esta equação é aplicável nas faixas de temperaturas do líquido entre 4°C e 35°C e profundidades entre 0,9 m e 2,4 m.

Os autores recomendam ainda que se utilize para **Si** o valor da DBO_5 quando se tratar de esgotos pouco concentrados ou previamente decantados e a DBO última para esgotos brutos muito concentrados.



8.3.4 Critério de Marais e Shaw

Marais e Shaw consideram que a lagoa fotossintética se comporta, aproximadamente, como um reator biológico em mistura completa.

Partindo dessa premissa desenvolveram seu critério de dimensionamento aplicando ao reator a cinética de remoção de um substrato orgânico por uma cultura mista, à semelhança do que é feito para a análise do processo dos lodos ativados.

A aproximação feita pelos autores implica, evidentemente, um desvio, porém não tão grande como se poderia supor à primeira vista. Como se viu anteriormente, em condições normais, o conteúdo da lagoa é completamente misturado uma vez a cada dia por convecção. Se considerarmos que os períodos de detenção usuais para lagoas fotossintéticas se estendem por vários dias, o total revolvimento do conteúdo a cada 24 horas resulta em um comportamento bastante próximo ao da mistura completa.

O modelo cinético adotado por Marais e Shaw para aplicação nas lagoas fotossintéticas foi o modelo simplificado, que presume uma cinética de primeira ordem (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**), na qual se afirma que, em meios de baixa concentração de substrato, a remoção de substrato pela cultura de microrganismos é diretamente proporcional à concentração de substrato. Esse fenômeno é representado pela relação:

$$\frac{\left(dMS/dt\right)}{MX_a} = k.S \qquad \text{Equação 8-14}$$

onde:

dMS/dt = massa de substrato removida no reator durante o intervalo dt

MX_a= massa de organismos ativos participantes do processo no interior do reator;

S = concentração de substrato orgânico no reator;

k = constante de proporcionalidade (taxa especifica de remoção de substrato).

O meio geralmente usado para exprimir a concentração do substrato orgânico é a DBO, que representa sua avaliação indireta através do oxigênio necessário para estabilizá-la bioquimicamente. A massa de substrato removida ao longo do tempo será então:

$$dMS/dt = Q.(S_i - S)$$ Equação 8-15

onde:

Q = vazão média afluente (m³/dia);

S_i = DBO afluente;

S = DBO efluente.

Sendo a lagoa considerada por Marais e Shaw um reator em mistura completa, teoricamente S representa igualmente a DBO no interior da lagoa.

A massa de organismos ativos contida no reator pode então ser avaliada pelo produto de sua concentração e pelo volume do reator:

$$MX = V.X$$ Equação 8-16

onde:

V = volume da lagoa (m³);

X= concentração de organismos ativos no líquido da lagoa (kg/m³).

A substituição dos valores fornecidos pelas Equação 8-16 e Equação 8-15 na Equação 8-14 leva a:

$$\frac{[Q - (S_i - S)]}{(V.X_a)} = k.S$$ Equação 8-17

Nos reatores biológicos de lodos ativados, o valor de **X_a** é obtido por aproximação considerando-se que a concentração de organismos ativos é representada pela concentração de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração (SSVTA). No caso das lagoas, entretanto, o procedimento aplicado aos reatores apresentaria desvios tão grandes que invalidariam completamente o critério. Isto porque nas lagoas, além dos organismos aeróbios, participantes do processo de estabilização da matéria orgânica, encontra-se presente uma considerável massa de algas que não mantém uma proporção constante com a massa de organismos ativos e que também será computada na determinação da concentração dos SSV.

Por outro lado, considerando que a lagoa é um reator biológico sem recirculação de biomassa, a concentração de organismos ativos no reator dependerá apenas das condições do processo e não pode ser alterada pelo operador; assim sendo, não deve apresentar grandes flutuações. Sob esse aspecto, portanto, em um dado sistema (lagoa facultativa) em equilíbrio é válido considerá-la como uma constante do processo.

Isto permite definir uma nova constante (**K**), por meio da relação:

$$K = k.X_a$$ Equação 8-18

onde:

K = taxa de remoção de substrato (dia^{-1}).

Em princípio valor de **K** deveria variar com a temperatura da lagoa. Sendo assim, é um parâmetro de difícil previsão. Este fato levou Marais a procurar estabelecer o valor desta constante do processo em função de algum parâmetro de mais fácil obtenção.

Considerando que, seja qual for a região habitada do planeta, não é difícil conseguir informações sobre seus parâmetros meteorológicos, Marais procurou estabelecer o valor de **K** em função de um destes parâmetros. E suas pesquisas comprovaram que havia uma forte correlação entre a temperatura da lagoa e a temperatura máxima do ambiente. Essa constatação permitiu que ele

correlacionasse o valor de **K** com o valor das temperaturas anuais respectivamente da maior e da menor das médias mensais das temperaturas máximas. Esta correlação permitiu a construção do gráfico reproduzido na Figura 8-8.

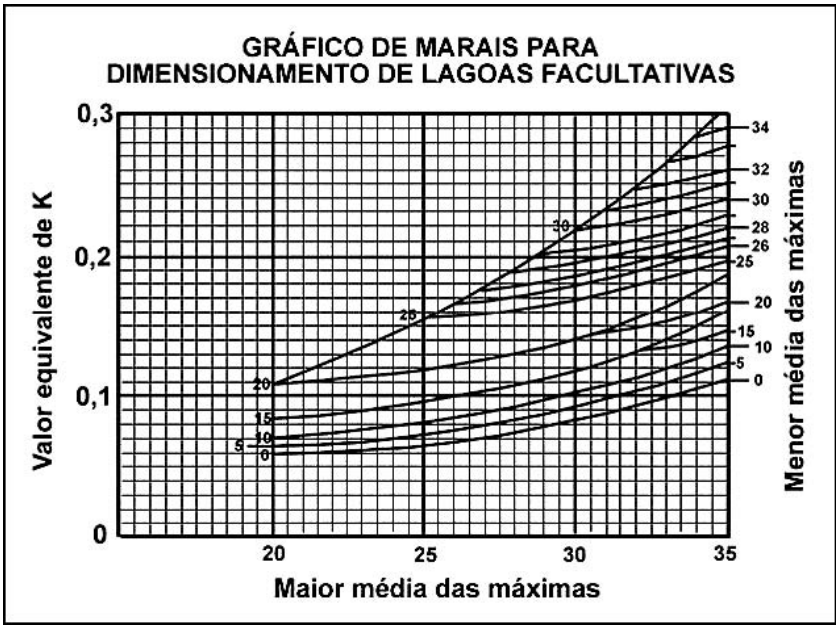


Figura 8-8 - Gráfico de Marais

Observe, na Figura 8-8, que o valor de **K** é expresso em função das temperaturas médias das máximas, respectivamente do mês mais frio e do mês mais quente. Esse procedimento facilita bastante o dimensionamento, posto que tais valores são conhecidos na maioria das regiões do globo.

Pode-se, então, exprimir o volume do reator biológico pela relação:

$$V = Q.t$$ Equação 8-19

onde:

t = tempo de detenção hidráulica (dias).

Substituindo-se os valores fornecidos pelas Equação 8-19 e Equação 8-18 na Equação 8-17 e, depois, operando, temos:

$$S = \frac{S_i}{(1 + K.t)}$$ Equação 8-20

A Equação 8-20 fornece a concentração de DBO em solução no efluente da lagoa. Ela pode, evidentemente, ser aplicada a um conjunto de lagoas em série, no qual o efluente de cada unidade será o afluente da seguinte, conforme veremos mais adiante. Para esse caso, Marais demonstrou que a máxima eficiência é atingida quando todas as lagoas da série são de igual volume e, portanto, com o mesmo tempo de detenção. Assim, podemos escrever:

$$S_n = \frac{S_i}{(1 + K.t)^n}$$ Equação 8-21

onde:

S_i = DBO afluente à primeira lagoa da série (mg/L);

S_n = DBO efluente da última lagoa da série (mg/L);

n = número de lagoas em série (adimensional);

t = tempo de detenção de cada lagoa da série (dias).

Marais determinou ainda que a máxima concentração de DBO possível de ser mantida em uma lagoa fotossintética de forma a assegurar que ela se mantenha ainda em condições aeróbias é função exclusiva da profundidade e pode ser expressa pela relação empírica:

$$S_{max} = \frac{600}{(1,8.H + 8)}$$ Equação 8-22

onde:

S_{max} = máxima DBO compatível com condições aeróbias no interior da lagoa (mg/L);

H = profundidade da lagoa (m).

8.3.4.1 Dimensionamento

O dimensionamento de uma única lagoa fotossintética pode ser feito diretamente através da Equação 8-20, ou seja:

- O valor de S_i é um dado de projeto, enquanto o valor de K pode ser obtido do gráfico da Figura 8-8.
- De posse destes dados o projetista escolhe o valor desejado para a DBO efluente S e determina o tempo de detenção necessário explicitando-o na Equação 8-20.
- Em seguida, é preciso:
  - determinar o volume V usando a Equação 8-19;
  - arbitrar a profundidade H, que, segundo Marais, deve se situar entre 1,2 m e 2,2 m;
  - calcular a área A necessária dividindo-se o volume V acima obtido pela profundidade H arbitrada no passo anterior.
- Com o valor de H e empregando a Equação 8-22, o projetista deve verificar se o valor S escolhido é compatível com as condições aeróbias.

8.3.4.2 Lagoas em série

A teoria demonstra – e a prática comprova - que um conjunto de lagoas em série é muito mais eficiente que uma única lagoa de volume equivalente. Por isso, torna-se sempre mais compensador projetar um conjunto de lagoas em série, em lugar de uma única.

Para realizar esse projeto, emprega-se o seguinte procedimento:

- Arbitra-se uma profundidade H na faixa de 1,2m a 3,0m (preferivelmente 2,5m), e calcula-se S_{max} usando a Equação 8-22;
- Considera-se que S_{max} seja a DBO efluente da primeira lagoa da série (ou seja: com isso assegura-se que esta lagoa ocupe a menor área compatível com a manutenção das condições aeróbias em seu interior, o que otimiza a utilização de área de todo o sistema). Com este valor para DBO afluente e com os demais dados (Si, dado de projeto, e K, obtido da Figura

8-8), usando a Equação 8-20 é possível determinar o tempo de detenção **t** desta primeira lagoa que, para as condições de máxima eficiência, será igual ao das demais lagoas da série.

- Conhecido o valor de **t** para todas as lagoas, determina-se **n**, o número de lagoas necessário para atingir o valor desejado da DBO no efluente do sistema. Este valor é obtido por tentativas, usando a Equação 8-21, adotando para **S** o valor desejado para a DBO do efluente final do sistema.

Na maioria dos casos, o tempo de detenção nas lagoas assim dimensionadas resultará em um valor superior a cinco dias. Isso significa que, caso seja adotado o valor usual da DBO a cinco dias, corre-se o risco de subdimensionar o sistema, visto que o mesmo deverá satisfazer uma demanda superior à estabelecida. O autor do método aconselha, então, a adotar para dimensionamento a DBO última, $\mathbf{S_{iu}}$. No entanto, valores da DBO_5 têm sido adotados em diversos projetos no Brasil com pleno sucesso.

O critério de Marais e Shaw tem tido extensa utilização, apresentando bons resultados. Tem a vantagem de fornecer o dimensionamento apenas em função da vazão e carga orgânica afluentes, da qualidade desejada para o efluente e das médias das temperaturas máximas mensais do ambiente. Considerando, de uma maneira grosseira, que as temperaturas máximas ambiente dependem da latitude, o critério de certa forma incorpora a influência da energia luminosa. Convém ressaltar, ainda, que o menor valor da média das máximas do mês mais frio previsto no gráfico para a determinação de **K** é de 0°C. Isso porque o método não se aplica a regiões onde a superfície da lagoa poda congelar nos meses mais frios.

Importante

É importante lembrar que todos os critérios de dimensionamento apresentados consideram como DBO efluente o valor obtido com o efluente filtrado, não levando em conta, portanto, a presença de algas e de possíveis sólidos suspensos. Convém, portanto, lembrar que a utilização desse valor para avaliar a carga sobre o corpo receptor implicará alguma imprecisão posto que nem sempre as algas podem sobreviver neste corpo receptor. Neste caso, suas células são convertidas em material celular que pode consumir oxigênio.

9 Tratamento do Lodo

Nesta unidade...

Produção e tipos de lodo
Estabilização
Condicionamento
Remoção de umidade
Disposição final

9

9.1 Produção e tipos de lodo

As primeiras iniciativas de efetuar o tratamento de esgotos datam de meados do século XIX. As técnicas e recursos desenvolvidos desde então chegaram ao ponto que permite alcançar qualquer grau de tratamento. A utilização de esgotos tratados como água para fins industriais é hoje uma tecnologia de uso comum e a possibilidade de utilização como água potável é tecnicamente viável, embora a um custo ainda demasiado alto para uso corrente.

Este elevado grau de sofisticação não é, entretanto, alcançado sem entraves: à medida que o efluente de uma ETE se torna mais puro, maior será o volume de resíduos originados do tratamento. Além do material grosseiro e areias removidos no tratamento preliminar, estes resíduos são formados pelos sólidos em suspensão removidos da fase líquida e assumem o nome genérico de "lodo".

Estes sólidos em suspensão podem penetrar na ETE carreados pelo próprio esgoto bruto, podem ser gerados no próprio processo de tratamento ou podem, ainda, ser adicionados ao esgoto durante o tratamento.

Os primeiros, isto é, os sólidos em suspensão que penetram na ETE carreados pelo próprio esgoto bruto são, em geral, removidos nos decantadores primários, em flotadores ou em micrograde ou peneiras e irão originar o denominado "**lodo primário**".

Os sólidos em suspensão formados nos processos de tratamento são constituídos por flocos de microrganismos gerados nos reatores biológicos de tratamento, sejam aeróbios, como o lodo ativado e a filtração biológica, sejam anaeróbios, como os reatores de manta de lodo. Geralmente são removidos nos decantadores secundários e originam o chamado excesso de lodo biológico, ou simplesmente **excesso de lodo** (no caso dos lodos ativados), ou **lodo secundário** (no caso dos filtros biológicos).

Em algumas instalações, o excesso de lodo ou o lodo secundário é encaminhado à entrada do decantador primário, onde sedimenta e é removido juntamente com o lodo primário. Em outras, é misturado ao lodo primário previamente removido do DP, eventualmente após uma das duas correntes de lodo, ou ambas, serem submetidas a espessamento. Em qualquer dos casos, esta mistura de lodo primário e lodo secundário, ou biológico, recebe a designação de **lodo misto**.

Tanto o lodo primário quanto os lodos secundário e misto contêm uma elevada fração de matéria orgânica putrescível, secam com dificuldade, geram odores e produzem gases. Geralmente devem ser submetidos à estabilização antes de serem encaminhados ao destino final, conforme veremos no Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**.

Já os sólidos adicionados aos esgotos durante o tratamento se apresentam:

- sob a forma de produtos químicos, que agirão como coagulantes para aumentar a eficiência da decantação;
- como reagentes, para precipitar os compostos de fósforos, no caso da remoção química de fósforo;
- Como inibidores da ação bioquímica, como no caso da cal ou do cloro adicionados ao lodo no processo denominado estabilização química.

Importante

A coagulação química é raramente empregada no tratamento de esgotos e origina um lodo muito semelhante ao primário, porém mais abundante. O lodo oriundo da remoção química de fósforo é inerte e sua composição depende do reagente empregado.

Neste ponto cabe uma observação. Não obstante as frequentes referências a "sólidos" ou "material sólido" quando se discorre sobre o lodo de esgotos, convém lembrar que, embora sendo constituído pelos sólidos supracitados, na imensa maioria dos casos o lodo é uma suspensão – por vezes de elevadíssima concentração – que se mantém em estado líquido, podendo ser bombeado ou transportado em dutos e canais. A Figura 9-1mostra o aspecto do lodo primário ao ser removido de um decantador.

Figura 9-1 – Lodo primário bruto (ou cru)

Aos resíduos sólidos removidos do processo deve ser dado um destino final adequado, que não agrida o ambiente, não ponha em risco a saúde do homem e dos animais e seja economicamente viável. Existem várias possibilidades para efetuar a disposição do material, tais como:

- no mar ou em outros corpos líquidos, por meio de tubulações submersas ou pelo transporte em embarcações;
- na atmosfera, por incineração, sendo transformando-os em gases e vapores;
- sobre o terreno (é a prática mais comum), através de irrigação superficial, espalhamento, aterro sanitário, lançamento em cavas, minas abandonadas ou cavidades naturais do terreno; o lodo pode ser ainda usado como fertilizante ou lançado em lagoas de lodo.

Há, no entanto, uma relação entre cada uma das possibilidades citadas e as características apresentadas pelo lodo. Por exemplo: quando se pretende lançar o lodo ao mar por meio de tubulação submersa, não há necessidade de remover umidade, ao contrário do que ocorre caso a intenção seja incinerá-lo. Por conseguinte, a escolha das técnicas de tratamento de lodo depende do tipo de disposição final a ser adotado e das características originais do próprio lodo.

As formas usuais de disposição final dos lodos serão discutidas no Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**.

9.1.1 Critério para seleção das técnicas

Além dos aspectos acima considerados, um importante critério a ser levado em conta na seleção das técnicas de tratamento é sua viabilidade econômica resultante da análise de custo de todas as variáveis intervenientes.

Vejamos um exemplo simples: há casos em que o destino final escolhido para o material não exige a remoção de umidade. Porém, na análise econômica, há que se levar em conta o custo do transporte até o local previsto, que é diretamente proporcional à distância percorrida. Se esta distância for grande, o custo do transporte do volume de lodo úmido pode ser mais elevado que a soma dos custos da secagem deste lodo e do transporte do menor volume de lodo seco. Neste caso será mais econômico proceder à secagem do lodo, embora tecnicamente ela seja desnecessária.

O exemplo citado serve para demonstrar a importância de serem computados todos os gastos decorrentes do processo. A seguir, estão relacionados alguns pontos a ponderar:

- a incineração do lodo não necessita estabilização prévia mas exige a remoção de umidade;
- lodos estabilizados secam com mais facilidade exigindo menor consumo de aditivos químicos caso submetidos à secagem artificial;
- a estabilização por digestão anaeróbia produz grandes quantidades de metano, gás que pode ser utilizado como combustível no incinerador. Este fato pode ser vantajoso, mesmo levando-se em conta que lodos estabilizados têm menor poder calorífico, exigindo assim menos combustível; neste caso, as hipóteses seguintes devem ser consideradas:
    - secagem artificial do lodo cru seguida de incineração: computar os custos prováveis dos aditivos químicos utilizados para secar o lodo cru e o consumo previsto de combustível, levando em conta o poder calorífico do lodo cru;
    - digestão anaeróbia seguida de secagem artificial do lodo digerido e posterior incineração (usando o metano como combustível no incinerador): computar os

custos (menores) dos aditivos químicos necessários à secagem do lodo digerido e verificar se a produção esperada de metano na digestão anaeróbia é suficiente para suprir a maior demanda de combustível para incinerar o lodo digerido.

Importante

Dependendo dos preços dos aditivos químicos e do combustível, a economia introduzida na segunda hipótese pode compensar os gastos adicionais com a implantação e operação do digestor anaeróbio, à primeira vista desnecessário. Este exemplo aleatório serve para ilustrar como os múltiplos fatores intervenientes podem se combinar gerando situações complexas, merecedoras de análise cuidadosa.

Diante do exposto, podemos concluir que o problema do tratamento de lodos deve ser objeto de uma abordagem racional, baseada nas características do lodo gerado no processo de tratamento e no elenco dos possíveis métodos de destino final. Entre esses dois extremos as técnicas se encadearão em uma sequência que visa adequar o lodo produzido às condições exigidas pelo método de disposição final, selecionado da maneira mais econômica possível. Então, os pontos examinados podem ser resumidos da seguinte forma:

- O destino final deve ser selecionado em primeiro lugar;
- Em seguida, de acordo com as características do lodo produzido pelo processo de tratamento, serão selecionadas as técnicas de tratamento mais adequadas para conceder ao lodo as características de estabilidade, umidade, etc. exigidas pelo destino final;
- O próprio processo de tratamento do efluente líquido, responsável pelas características originais do lodo (quantidade, umidade, grau de estabilização, etc.), pode ser condicionado pelo destino final e pelo custo de tratamento do lodo. Em muitos casos, quando o tratamento e a disposição final dos lodos forem particularmente complexos ou onerosos, pode ser vantajoso selecionar um processo para o tratamento do efluente que forneça lodo em menor quantidade ou mais estável, mesmo implicando gastos adicionais na própria linha de tratamento do efluente.

Figura 9-2- Lodo: Tratamento e disposição final

Conforme se vê na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, as técnicas de tratamento disponíveis para adequar o lodo ao destino final selecionado são:

- estabilização - ocorre por digestão anaeróbia, aeróbia, tratamento térmico, tratamento químico e compostagem;
- condicionamento - compreende espessamento, condicionamento químico e condicionamento térmico;
- remoção de umidade – processa-se por meio de secagem natural e artificial, filtração a vácuo e a pressão, centrifugação e mediante o uso de filtros de esteiras, contentores geotêxteis e secadores térmicos.

Importante

É possível combinar quaisquer das técnicas citadas, mas a combinação escolhida deve oferecer como produto final o lodo com as características desejadas a menor custo.

9.2 Técnicas de tratamento de lodo

Neste item serão discutidas detalhadamente as principais técnicas usadas para o tratamento do lodo.

9.2.1 Estabilização

Como já visto, lodo primário, misto e secundário carregam uma quantidade elevada de organismos patogênicos e são formados por uma fração considerável de matéria orgânica putrescível. Se lançados *in natura* (ou crus) ao destino final, agridem o meio ambiente, produzem maus odores, provocam demanda excessiva de oxigênio em corpos líquidos ou põem em risco a saúde das pessoas e

dos animais. Todavia, esses inconvenientes podem ser reduzidos se o lodo cru for submetido à estabilização.

9.2.1.1 Digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um tratamento biológico em que a matéria orgânica é parcialmente estabilizada através do metabolismo de microrganismos anaeróbios, resultando a produção de gases e outros compostos mais estáveis. O produto final da digestão dos lodos denomina-se **lodo digerido**.

A digestão anaeróbia de lodo é, como esperado, um processo de decomposição anaeróbia, conduzido sob condições controladas, com o objetivo de:

- reduzir a presença de microrganismos patogênicos;
- reduzir e estabilizar a matéria orgânica dos lodos frescos;
- reduzir o volume de lodos através da liquefação e gaseificação e facilitar sua secagem.

O lodo digerido apresenta cor negra, odor semelhante ao de piche ou alcatrão e seca com facilidade. A água intersticial é clara, não apresenta mau cheiro e se separa com facilidade. Dependendo das condições do lodo bruto o teor de umidade alcançado pelo lodo digerido pode se situar na faixa entre 95% e 96% e a DBO é relativamente pequena. A redução de volume durante a digestão é apreciável, tendo o lodo digerido um volume de sólidos da ordem de 60% a 70% do lodo bruto que o originou. Dependendo do grau da digestão, pode apresentar cerca de 45% de matéria orgânica e de 55% de substâncias minerais.

9.2.1.1.1 Estágios da digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo natural que pode ocorrer sem nenhuma intervenção externa. Ela consiste na conversão em gases (CH_4 e CO_2) de parte da matéria orgânica complexa presente nos lodos e nos esgotos. Os próprios microrganismos presentes no lodo, ao encontrarem condições propícias à vida, proliferam em grande número e promovem as modificações bioquímicas na matéria orgânica presente.

Os compostos inorgânicos particulados contidos no despejo atravessam o processo de digestão anaeróbia sem serem afetados. Assim, a massa de material inorgânico particulado (expressa em termos de Sólidos em Suspensão Fixos, ou SSF) que sai do reator é a mesma que nele penetra.

Já os compostos inorgânicos presentes no lodo ou no próprio esgoto bruto são formados primordialmente por proteínas, carboidratos e lipídios e se apresentam principalmente em forma particulada, constituindo os Sólidos em Suspensão Voláteis (SSV). Dependendo das condições da digestão, sua massa pode sofrer significativa redução.

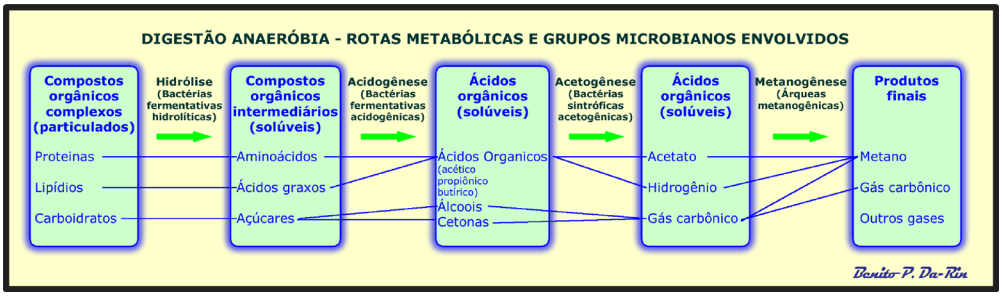


Figura 9-3 - Digestão anaeróbia: sequência de processos

Se não houver intervenção do operador visando otimizar o processo, ou seja, caso se permita que ocorra o processo natural de digestão anaeróbia, ocorrerá aquilo que se convencionou chamar de **digestão técnica** que, como mostra a **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, se processa em quatro fases ou estágios sucessivos: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. Sua duração depende da temperatura. Em condições ambientais usuais, quando a temperatura se mantém na faixa entre 25 ºC e 35 ºC, ela se desenvolve em cerca de trinta a sessenta dias.

Para acelerar o processo, a intervenção do operador consiste principalmente em procurar homogeneizar o conteúdo do reator e manter a relação acidez/alcalinidade sob controle, objetivando fazer com que as quatro fases abaixo descritas ocorram tão simultaneamente quanto possível.

9.2.1.1.1.1 Hidrólise

A digestão anaeróbia é um processo eminentemente bioquímico, ou seja, ocorre exclusivamente graças ao concurso de microrganismos.

Como sabemos, microrganismos não conseguem utilizar diretamente material particulado como alimento, já que o processo de introdução deste alimento no interior das células se dá por osmose. Portanto, o primeiro passo deve necessariamente consistir na conversão de material particulado em compostos solúveis. Este passo se denomina **hidrólise** e é promovido pelas bactérias com capacidade hidrolítica. Tais bactérias segregam para o meio exterior determinadas enzimas (exoenzimas ou enzimas extracelulares, por agirem no exterior da célula) que atuam como catalisadores bioquímicos para as reações que resultam na hidrólise.

As bactérias fermentativas hidrolíticas são específicas. Por exemplo: os gêneros *Clostridium, Staphylococcus e Micrococcus* segregam lípases, exoenzimas responsáveis pela degradação de lipídeos em ácidos graxos e glicerinas. Já os gêneros *Acetivibrio, Staphylococcus, Eubacterium e Clostridium* segregam amilases, utilizadas na hidrólise dos carboidratos, transformando polissacarídeos em açúcares de cadeia menor (mono e dissacarídeos). A maioria das demais bactérias envolvidas, como *Butyvibrio, Selenomonas, Proteus, Clostridium, Bacillus, Bacteroides, Fusobacterium* e *Petococcus,* geram proteases, enzimas responsáveis pela quebra das longas cadeias moleculares das proteínas em aminoácidos.

A hidrólise é uma etapa naturalmente lenta e, em alguns casos, pode limitar a rapidez de todo o processo de conversão de matéria orgânica (digestão). São diversos os fatores intervenientes, dentre os quais podem ser citados:

- Temperatura do interior do reator;
- Tempo de residência celular θ_c (em geral igual ao tempo de detenção hidráulica **t**);
- Composição do substrato orgânico;
- pH e alcalinidade do líquido no interior do reator.

9.2.1.1.1.2 Acidogênese

A acidogênese consiste na metabolização dos produtos solúveis resultantes da hidrólise pelas bactérias fermentativas acidogênicas. Tem este nome porque a maior parte dos produtos que gera são ácidos orgânicos.

Participam desta fase uma grande diversidade de bactérias. As mais comumente encontradas nos reatores anaeróbios são Bacillus, Bacteróides, Butyribacterium, Clostridium, Desulfobacter, Escherichia, Eubacterium, Lactobacillus, Micrococcus, Propionibacterium, Pseudomonas, Ruminococcus e Streptococcus. A grande maioria delas é estritamente anaeróbia, mas poucas

espécies são facultativas, isto é, metabolizam por via aeróbia quando há oxigênio presente. Este fato é especialmente importante nos reatores anaeróbios para tratamento de esgotos onde, por deficiência de projeto, pode haver a penetração de algum oxigênio dissolvido juntamente com o esgoto afluente. Neste caso, a ação destas espécies facultativas ao consumirem o oxigênio assim introduzido é extremamente benéfica, já que evita o efeito tóxico do oxigênio sobre as demais espécies estritamente anaeróbias, em especial as árqueas metanogênicas (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**).

Os compostos solúveis complexos produzidos pela hidrólise são absorvidos por osmose para o interior das células das bactérias acidogênicas e aí metabolizados, gerando compostos mais simples. Estes compostos são principalmente ácidos orgânicos (AGV ou Ácidos Graxos Voláteis como propiônico, butírico e acético), álcoois (etanol), cetonas (acetona) e gases (CO_2 e H_2). A intensa produção de ácidos faz com que, nesta fase, o pH apresente forte tendência a cair, podendo chegar a níveis inferiores a 5.

9.2.1.1.1.3 Acetogênese

A acetogênese utiliza como substrato os produtos gerados pela fase anterior, a acidogênese, e os converte nos compostos básicos para a geração de metano, a saber: gás carbônico, hidrogênio e, principalmente, acetato (daí o nome). Cerca de 70% da matéria orgânica usada como substrato e expressa em termos de DQO é convertida em ácido acético, enquanto o restante se apresenta principalmente sob a forma de hidrogênio. Este hidrogênio tende a fazer cair o pH do meio.

Os agentes biológicos da acetogênese são as bactérias sintróficas acetogênicas. Nos reatores biológicos onde se processa a digestão os gêneros encontrados são *Syntrophobacter* e *Syntrophomonas*.

9.2.1.1.1.4 Metanogênese

A metanogênese é a derradeira etapa da digestão anaeróbia. Ela converte o acetato e hidrogênio gerados na etapa anterior em metano e gás carbônico. O metano concentrará então a totalidade da matéria orgânica expressa em termos de DQO utilizada no processo.

Esta etapa é a única que se desenvolve sem a participação de bactérias. Seus agentes biológicos são organismos pertencentes ao domínio *Archaea* (há alguns anos estes organismos eram considerados um tipo de bactérias, as "Arqueobactérias", mas com a evolução da biologia molecular constatou-se que suas características genéticas as tornam tão diferentes das bactérias que as levaram a pertencer a outro domínio e hoje são conhecidas simplesmente como "árqueas").

Os organismos do domínio *Archaea* apresentam características singulares que permitem sua sobrevivência em ambientes bastante peculiares, o que as tornam semelhantes às mais primitivas formas de vida conhecidas (daí o nome; o vocábulo "árquea", que designa o domínio, deriva do termo grego "*arkhaios*", o mesmo radical da palavra "arcaico").

As árqueas responsáveis pela etapa de metanogênese da digestão anaeróbia são, justamente, as árqueas metanogênicas das ordens Methanobacteriales, Methanococcales, Methanomicrobialis, Methanosarcinales e Methanopyrales. São todas estritamente anaeróbias e extremamente exigentes no que toca ao substrato que utilizam, dando preferência ao ácido acético, hidrogênio e dióxido de carbono, podendo utilizar ainda o ácido fórmico, metanol, metilaminas e monóxido de carbono.

Da digestão anaeróbia participam dois grupos: as árqueas metanogênicas acetoclásticas, que usam acetato como substrato e liberam CO_2 e CH_4 e as árqueas metanogênicas hidrogenotróficas, que usam gás carbônico e hidrogênio para produzir metano.

Ao fim e ao cabo, terminado o processo, os produtos finais da digestão anaeróbia se resumem a metano (cerca de 65%) e gás carbônico (cerca de 35%), além de uma porcentagem inferior a 1% de outros gases (dentre os quais o único que assume alguma importância é o gás sulfídrico por seus conhecidos inconvenientes: em baixas concentrações exala um odor profundamente desagradável, em concentrações maiores é extremamente tóxico podendo levar ao óbito em minutos se inalado e quando oxidado produz ácido sulfúrico, altamente corrosivo).

Praticamente toda carga orgânica processada pela digestão anaeróbica é convertida em metano.

Importante

É uma prática frequente reduzir o tempo de digestão através da manipulação dos fatores influentes, com o objetivo de diminuir o tamanho das unidades de tratamento utilizadas para a digestão.

9.2.1.1.2 Cinética da digestão anaeróbia

A rapidez com que se processa a digestão anaeróbia depende de diversos fatores, a saber: inoculação, pH, temperatura e agitação dos lodos. Atuando-se sobre estes fatores consegue-se reduzir significativamente o tempo de digestão.

9.2.1.1.2.1 Inoculação

O fenômeno de digestão depende da quantidade de microrganismos presentes no lodo submetido ao processo. Se não há adição de lodo (reator em batelada), a quantidade inicial é pequena, aumentando à proporção que os microrganismos vão se reproduzindo e, no final do processo, reduzindo-se devido à diminuição da quantidade de alimento presente (matéria orgânica).

A adição regular de lodo bruto em quantidades e intervalos adequados estabelece o equilíbrio entre o número de organismos e a quantidade de alimentos, acelerando o processo.

9.2.1.1.2.2 pH e alcalinidade

O processo de digestão se desenvolve com maior rapidez em um meio de pH ligeiramente alcalino, entre 7 e 7,4.

A presença de ácidos voláteis em elevadas concentrações pode inibir o processo. Ela deve ser determinada usando análises laboratoriais executadas regularmente em amostras coletadas no líquido do interior do digestor. Concentrações de ácidos voláteis superiores a 500 mg/L indicam um ambiente pouco favorável à digestão enquanto concentrações da ordem de 300 mg/L indicam condições próximas à ideal.

A alcalinidade, expressa em termos de carbonato de cálcio ($CaCO_3$) é um parâmetro igualmente importante. Em lodos digeridos seu valor chega a alcançar 1.800 mg/L. A análise de controle deve ser feita em uma alíquota da amostra coletada para determinar a concentração de ácidos voláteis. Em condições normais de operação seu valor jamais deve ser inferior a 1.000 mg/L como $CaCO_3$.

Porém, no que toca ao estabelecimento das condições ideais para operação de digestores anaeróbios, certamente o parâmetro mais importante é a **relação numérica** entre as concentrações de acidez e

alcalinidade. Para assegurar boas condições de operação no digestor anaeróbio, a denominada "**relação pH/Alcalinidade**" deve se manter em um patamar inferior a 0,5.

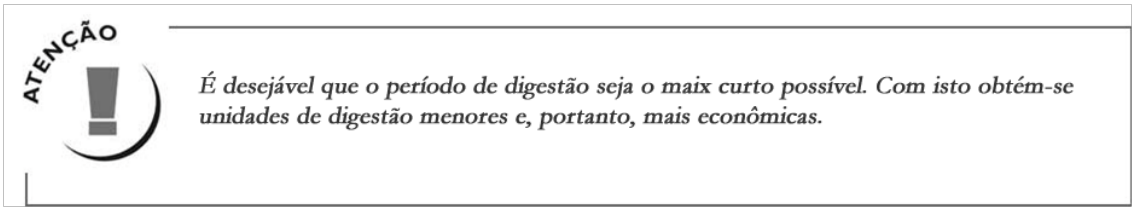
9.2.1.1.2.3 Temperatura

A temperatura é sempre um fator de influência em qualquer processo biológico, em especial nos processos anaeróbios. Mas, a digestão de lodos se dá com maior eficiência em duas faixas:

- de 30º C a 45º C - denominada digestão mesófila;
- de 45º C a 57º C – denominada digestão termófila.

Na prática, a temperatura considerada ótima situa-se entre 30º C e 35ºC (considerada preferível pela NBR 12.209 que, no entanto, admite que ocorra na faixa de temperaturas entre 20º C e 35ºC).

Em locais de clima frio é usual aquecer os digestores para reduzir o período de digestão (as técnicas utilizadas para aquecimento serão discutidas no Item 9.2.1.1.3.2). Se este for o caso, a NBR 12.209 recomenda que a temperatura seja mantida na faixa entre 50 ºC e 57 ºC.



A tabela a seguir apresenta a correlação entre temperatura e período de digestão.

Tabela 9-1 - Correlação entre temperatura e tempo de digestão

Temperatura	Tempo de digestão
15ºC	55 dias
20ºC	45 dias
25ºC	35 dias
30ºC	28 dias
35ºC	25 dias

9.2.1.1.2.4 Agitação dos lodos

A agitação do material no interior do reator acelera o processo porque, além de favorecer o escoamento dos gases produzidos no interior da massa em digestão, homogeneíza o material, diminuindo as variações de pH. As técnicas usadas para este fim serão discutidas no Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**.

Como se viu acima, durante o processo de digestão há formação de gases, principalmente de metano (CH_4; cerca de 65%) e gás carbônico (CO_2; cerca de 35%) além de outros em muito menor quantidade. Esta mistura de gases denomina-se gás de esgoto. Sua principal característica é possuir poder calorífico de 5.000 cal/m^3 a 6.000 cal/m^3 devido à presença do metano, que o torna um bom combustível.

Em ETEs que recebem esgotos domésticos, estima-se uma produção de gás da ordem de 20 L/hab.dia em digestores que recebem lodo primário ou 30 L/hab.dia em digestores que recebem lodo misto. Alternativamente pode-se estimar uma produção de 0,4 m^3 a 0,7 m^3 de gás por kg de matéria orgânica (SSV) introduzida no digestor, enquanto o cálculo estequiométrico indica uma produção de 0,35 L (nas CNTP) de metano por grama de DQO removida na digestão.

Em algumas estações de tratamento de esgotos o gás produzido pela digestão de lodos é canalizado e utilizado seja no laboratório de controle da ETE, seja para aquecimento dos digestores, ou como combustível tanto para geração de energia elétrica quanto para o acionamento direto de alguns equipamentos, especialmente bombas, compressores e trocadores de calor para o aquecimento interno de edificações. Grandes ETEs, quando empregam a digestão anaeróbia, produzem quantidades consideráveis de gás. Este gás, enquanto não for queimado ou utilizado, permanece acumulado seja no interior do próprio digestor, que neste caso deve ser dotado de cobertura móvel tipo "gasômetro", ou em gasômetros independentes, especialmente construídos para este fim.

A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra, da esquerda para a direita, o gasômetro de grande volume da ETE Achéres, Paris/FR e o gerador de energia elétrica acionado a gás da ETE Newtown Creek, New York/USA. É interessante notar que, devido à grande quantidade de excesso de lodo biológico gerado nesta última instalação (trata-se de uma antiga ETE que, na ocasião em que a foto foi tomada, empregava a variante de "alta taxa" do processo dos lodos ativados), a quantidade de gás produzida pela digestão anaeróbia deste lodo era tanta que a eletricidade oriunda do gerador que se vê na **Erro! Fonte de referência não encontrada.** bastava para prover todas as necessidades do processo de tratamento.

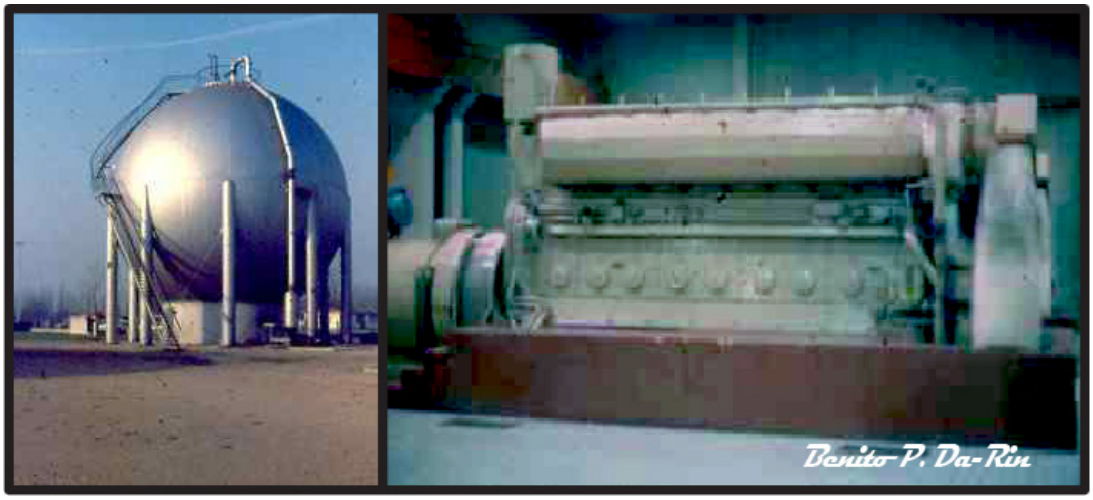


Figura 9-4 - Gasômetro e gerador a gás

Se o gás gerado na digestão não for aproveitado, deve ser queimado em dispositivos tipo queima completa. Segundo a NBR 12.209, em ETEs com vazão média afluente superior a 250 L/s devem ser instalados pelo menos dois queimadores. Ainda segundo a norma, o queimador deve dispor de protetor de chama e sistema de ignição automático e o sistema de coleta e transporte do gás deve ser dotado de dispositivos de segurança (removedores de condensados e sedimentos, válvulas de alívio de pressão e vácuo, além de corta-chamas).

9.2.1.1.3 Digestão anaeróbia nas ETEs

Nas Estações de Tratamento de Esgotos a digestão anaeróbia dos lodos tem por finalidade não apenas estabilizar a matéria orgânica como também reduzir o volume para facilitar as operações subsequentes, tornar o lodo mais propício à secagem mecânica e reduzir a concentração de patogênicos.

Em geral ela é feita em tanques cilíndricos ou, raramente, ovais (muito mais raramente em tanques prismáticos) com fundo em formato de cone invertido. A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra alguns dos digestores da ETE Hyperion, Los Angeles, CA/USA, vendo-se em primeiro plano alguns digestores cilíndricos e, ao fundo, digestores ovais de construção mais recente. Quanto ao teto, os tanques cilíndricos geralmente adotam o formato tronco-cônico ou abobadado, quando fixos, ou (mais raramente) usam cobertura móvel que funciona como reservatório de volume variável para o gás gerado no processo.

Segundo a NBR 12.209 o fundo dos digestores deve ter inclinação mínima de 1:6 (vertical: horizontal), a superfície interna das paredes acima do nível do lodo deve ser protegida contra corrosão, as tubulações de transporte de lodo devem ter um diâmetro interno mínimo de 150 mm, a cúpula da unidade deve ser dotada de válvula de segurança e a unidade deve oferecer facilidades de acesso aos dispositivos de operação e controle, sendo dotada de abertura operculada de inspeção lateral com dimensão mínima de 0,8m.

Figura 9-5 - Digestores ovais

A norma prevê ainda que, para evitar obstruções de tubulações e equipamentos, assim como acúmulo de material no fundo do digestor primário, o lodo encaminhado a esta unidade deve ser submetido a gradeamento fino. A única exceção admissível é quando o afluente à ETE, na fase de tratamento preliminar ou primário, é submetido a gradeamento ou peneiramento em unidades com espaçamento inferior a 10 mm.

A digestão anaeróbia em ETEs pode ser feita em digestores de Baixa Taxa (baixa capacidade, ou convencionais) e Alta Taxa (alta capacidade).

9.2.1.1.3.1 Digestão de Baixa Taxa

A digestão denominada de "Baixa Taxa" ou "Baixa Capacidade" (ou ainda "convencional") é feita em um único tanque que cumpre tanto as funções do digestor primário quanto as do tanque pulmão da digestão de alta taxa (ver Item 9.2.1.1.3.2).

Nesta única unidade se desenrolam, então, os processos bioquímicos de digestão e os processos físicos de adensamento, separação sólidos/líquido e remoção de sobrenadante.

Digestores de baixa taxa operam sempre na temperatura ambiente (ou seja, não são aquecidos) e podem ou não usar dispositivos de mistura (se usarem, segundo a NBR 12.209, a densidade de potência não deve ser menor que 1 W/m^3).

Em geral a alimentação de digestores com lodo bruto (tanto os de baixa quanto os de alta taxa) é feita em intervalos regulares e relativamente curtos (por exemplo: a cada duas ou três horas, dependendo do intervalo entre descargas de lodo do digestor primário ou entre remoções periódicas de excesso de lodo biológico).

Nos digestores de alta taxa a remoção de lodo se dá exatamente nos mesmos intervalos que a alimentação, uma vez que são reatores de volume constante com nível do lodo regulado por vertedouro fixo (o que faz com que a cada litro de lodo bombeado para dentro do digestor corresponda a um litro de lodo dele removido, que verte para o interior do tanque pulmão). A remoção do sobrenadante e do lodo digerido é feita diretamente deste tanque pulmão (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**).

Já na digestão de baixa taxa, onde há apenas um tanque, a remoção de sobrenadante e de lodo digerido tem que ser feita deste tanque. E normalmente o é em intervalos muito mais longos que os da alimentação. Por exemplo: quando a secagem de lodo digerido é feita de forma natural, em leitos de secagem, como é relativamente comum nas ETEs que usam digestores de baixa taxa, antes de efetuar nova descarga de lodo digerido é preciso dispor de um leito de secagem limpo. Para isto é preciso esperar que o lodo descarregado anteriormente para este leito já tenha secado e sua remoção efetuada, o que costuma demandar intervalos da ordem de semanas. Quanto à descarga de sobrenadante, ela geralmente é feita imediatamente antes da descarga de lodo digerido.

O resultado disso é que um digestor de baixa taxa é um reator de volume variável, já que ao longo do tempo o nível sobe lentamente devido à alimentação regular e, de tempos em tempos, baixa bruscamente em virtude das descargas de sobrenadante e lodo digerido.

Nos digestores de baixa taxa homogeneizados, há que interromper a ação da homogeneização (desligar os equipamentos) um ou dois dias antes da ocasião prevista para a descarga de lodo e sobrenadante. Neste período o conteúdo do digestor se estratifica em camadas.: no fundo, o lodo digerido sedimentado; no alto, uma camada de escuma formada pelo material flutuante; e entre elas, uma camada de líquido denominada **sobrenadante**.

Nos digestores de baixa taxa não homogeneizados, como a única ação de mistura que ocorre em seu interior é a provocada pelas bolhas de gás formadas na digestão em seu deslocamento para cima (que, diga-se de passagem, não é desprezível), o conteúdo do digestor se apresenta permanentemente estratificado nestas mesmas três camadas. Neste caso, tanto o nível quanto a espessura de cada uma delas é variável.

Nestas unidades, o lodo digerido é sempre removido por uma tubulação que capta o lodo próximo ao fundo e o sobrenadante retirado por um conjunto de tubulações que colhem o efluente em diferentes alturas da parede lateral do tanque. Quanto a este aspecto (ou seja, remoção de lodo e de

sobrenadante), o procedimento é análogo ao adotado para o digestor secundário ou tanque pulmão como mostrado na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**: antes de descarregar o sobrenadante colhe-se, em provetas de 1L, amostras nas tubulações de diferentes níveis e aguarda-se uma hora para verificar em qual delas a quantidade de sólidos sedimentados é menor, promovendo-se a remoção apenas nesta saída. Depois disto, abre-se o registro da tubulação de fundo e descarrega-se parte do lodo digerido, em geral para leitos de secagem.

No Brasil, em condições ambientais usuais, a temperatura no interior dos digestores costuma se manter na faixa entre 20 ºC e 30 ºC. Em consequência disso, como mostra a **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, o tempo de digestão deverá se situar na faixa entre 28 dias e 45 dias. Deve-se, no entanto, considerar que nos digestores de baixa taxa parte do volume é ocupado pelo lodo já digerido que aguarda a remoção (função que nas unidades de alta taxa é cumprida pelo tanque pulmão ou digestor secundário) devendo-se, portanto, adotar para o cálculo do volume útil um tempo de detenção proporcionalmente maior. Na prática o tempo de detenção utilizado para o dimensionamento de digestores de baixa taxa varia na faixa de 30 dias a 60 dias – o que leva a taxas de aplicação de sólidos voláteis relativamente baixas (daí o nome).

Segundo a NBR 12.209, o tempo de detenção hidráulica em digestores de baixa taxa não homogeneizados deve ser igual ou superior a 45 dias e a taxa de aplicação de SSV igual ou menor que 0,5 kgSSV/m^3.d, enquanto o tempo de detenção hidráulica em digestores de baixa taxa homogeneizados deve ser igual ou superior a 30 dias e a taxa de aplicação de SSV deve se situar na faixa entre 0,5 kgSSV/m^3.d e 1,2 kgSSV/m^3.d

Em virtude disso os digestores de baixa taxa ocupam grande volume e não são indicados para ETEs de grande porte. A NBR 12.209 limita seu uso a ETEs com vazão média afluente não superior a 250 l/s.

9.2.1.1.3.2 Digestão de Alta Taxa

A ideia por detrás da digestão de Alta Taxa é controlar os fatores intervenientes no processo, discutidos no item **Erro! Fonte de referência não encontrada.** visando acelerar a digestão para com isto conseguir reduzir (significativamente) o volume necessário.

Este tipo de digestão anaeróbia utiliza dois tanques em série. No primeiro, obrigatoriamente homogeneizado e eventualmente aquecido, denominado **digestor primário**, se processam os fenômenos bioquímicos da digestão propriamente dita. No segundo, um mero tanque pulmão (que, não obstante, costuma ser designado de **digestor secundário**), se processam as operações de separação sólido/líquido, espessamento do lodo digerido e remoção do líquido sobrenadante.

Os digestores primários são tanques fechados e interligados ao digestor secundário ou tanque pulmão (em grandes ETEs, um único tanque pulmão pode receber o lodo de diversos digestores primários). Esta ligação se dá por meio de uma tubulação que sai de um vertedouro de nível fixo no interior do decantador primário (ver **Erro! Fonte de referência não encontrada.**), o que faz com que o digestor primário seja um reator de volume constante. Desta forma, a cada injeção de lodo bruto para o interior da unidade, corresponde uma descarga do mesmo volume de lodo para o tanque pulmão.

A agitação no interior dos digestores de alta taxa (homogeneização) pode ser feita por meio de:

- equipamentos especiais tipo agitadores mecânicos (ver **Erro! Fonte de referência não encontrada.**); neste caso a densidade de potência deve ser igual ou superior a 5 W/m^3 (NBR 12.209).

- recirculação dos lodos por meio de bombas (ver Figura 9-7); neste caso a vazão bombeada deve ser equivalente àquela que renovaria totalmente o volume do digestor em um período não superior a 8h (NBR 12.209);
- recirculação de gases (ver **Erro! Fonte de referência não encontrada.**); neste caso a vazão de gás bombeada deve ser, no mínimo, igual a 0,5 m^3 de gás/h.m^3 de volume útil do digestor.

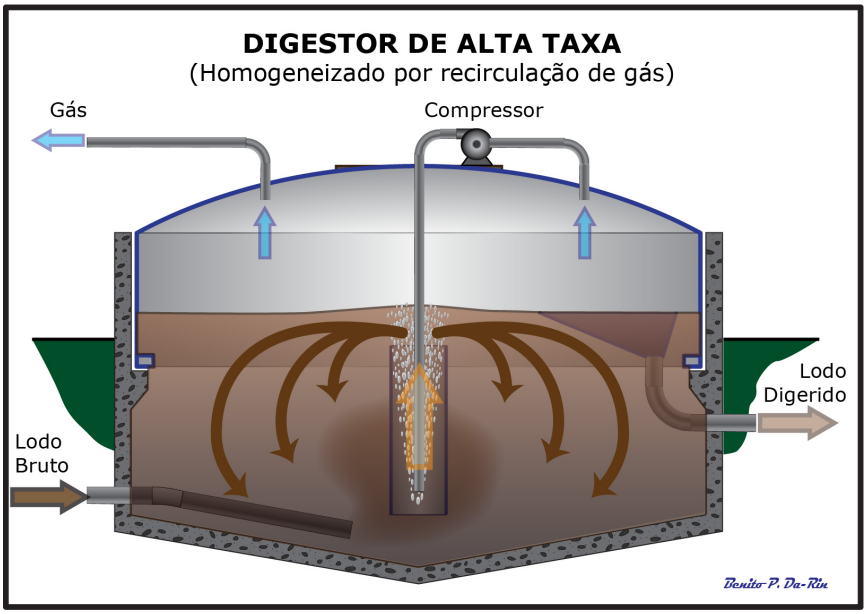


Figura 9-6 Digestor de Alta taxa com mistura por recirculação de gás

A mistura utilizando equipamentos mecânicos tem o inconveniente de manter peças móveis no interior do digestor, o que dificulta sua manutenção, mas é bastante eficiente no que toca à homogeneização. A recirculação de lodos tem a vantagem oposta: nada fica no interior do digestor (o lodo é sugado para fora, bombeado e injetado para dentro do reator em mais de um ponto por meio de um conjunto de bombas e tubulações externas). A recirculação de gases é em um meio termo entre as demais.

O aquecimento dos digestores primários na quase totalidade dos casos é feito usando o próprio gás da digestão como combustível. Há diversas formas de fazê-lo. As de uso predominante são:

- Aquecimento do lodo no interior do digestor: neste caso se usa o gás para aquecer a água no interior de uma caldeira onde passa uma serpentina metálica que transporta água que por sua vez é bombeada para uma segunda serpentina através da qual a água quente circula no interior do digestor (ver imagem inferior da Figura 9-7).
- Aquecimento do lodo fora do digestor: neste caso a água quente da serpentina é bombeada para um trocador de calor que recebe o lodo bombeado da parte superior do digestor, aquece este lodo e o devolve para a parte inferior do digestor, de onde tende a se misturar por convecção (ver imagem superior da Figura 9-7). Esta técnica apresenta diversas vantagens sobre a anterior. A maior delas é que, caso a vazão bombeada seja suficiente (ou seja, capaz de renovar todo o conteúdo do digestor em um período de oito horas), ela pode não somente ser responsável pelo aquecimento como também pela homogeneização do reator. Além disso, como o lodo bruto é injetado na tubulação afluente ao aquecedor, ele é aquecido antes de ser introduzido no digestor, o que é especialmente importante em locais de climas frios.

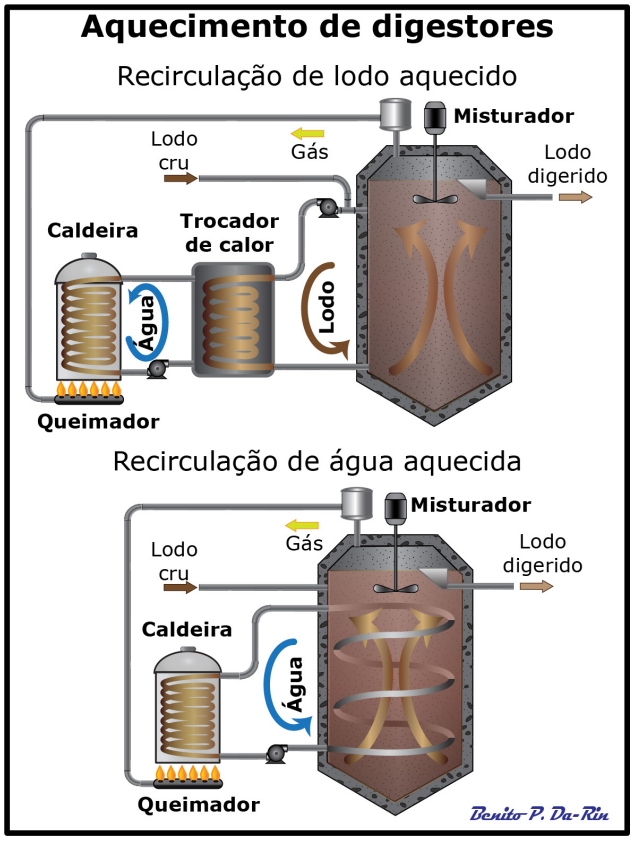
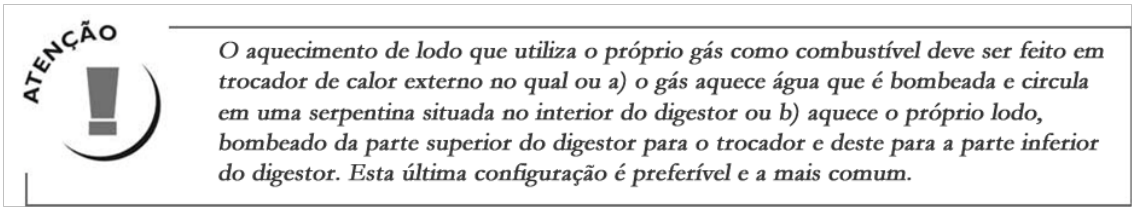


Figura 9-7 - Técnicas de aquecimento de digestores

Digestores aquecidos, especialmente em regiões onde a temperatura cai muito no período de inverno, podem ter as paredes isoladas termicamente e a NBR 12.209 recomenda que isto seja feito seja com o emprego de materiais isolantes, aumento da espessura das paredes ou envolvimento das paredes com aterros especialmente construídos para este fim.



O aspecto do equipamento usado em um sistema de aquecimento com trocador de calor para recirculação de lodo quente é mostrado na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**.

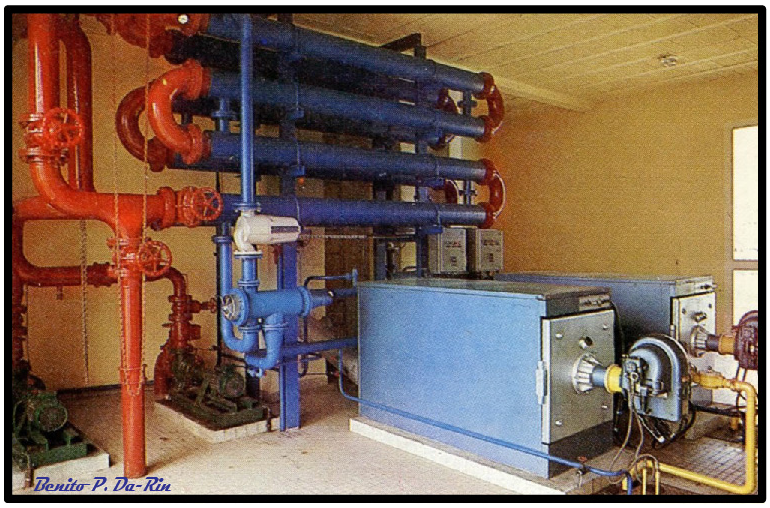


Figura 9-8 - Equipamento para aquecimento de digestor por recirculação de lodo quente

A separação da digestão em dois tanques, o primeiro deles (necessariamente) homogeneizado e (eventualmente) aquecido possibilita uma significativa redução nos tempos de digestão (e, por via de consequência, nos volumes dos digestores) e um correspondente aumento das taxas de aplicação de sólidos voláteis (daí o nome "alta taxa").

O tempo de digestão depende, principalmente, da temperatura. Segundo Metcalf & Eddy estes tempos podem variar desde 10 dias para temperaturas no interior do digestor de 35 ºC até 28 dias para temperaturas de 19 ºC.

Segundo a NBR 12.209 o tempo de detenção hidráulica em digestores de alta taxa não aquecidos deve ser igual ou superior a 22 dias e, se aquecidos, igual ou superior a 18 dias. As taxas de aplicação devem se situar na faixa de 1,2 kgSSV/m^3.d a 4,8 kgSSV/m^3.d, não se admitindo valores superiores a este último.

Durante o processo de digestão anaeróbia grande parte da matéria orgânica é consumida pelos organismos, o que provoca uma significativa redução da massa de sólidos voláteis. Caso a temperatura do digestor seja controlada e se mantenha na faixa entre 30 ºC e 35 ºC, a NBR 12.209 admite que, tipicamente, 50% desta massa seja destruída, porém jamais ultrapassando 60%. Caso a temperatura não seja controlada, a referida norma admite porcentagens de destruição da massa de SSV na faixa de 30% a 40%.

9.2.1.1.4 Função dos digestores secundários

Grande parte do material sólido do lodo bruto é convertido em substâncias solúveis no interior do digestor primário. Isto implica uma redução do teor de sólidos e, por via de consequência, aumento da umidade – que acaba vindo a constituir o sobrenadante, que deve ser removido do lodo digerido antes de encaminhá-lo às operações subsequentes com o objetivo de reduzir o volume.

A separação sólidos/líquido é feita em tanques abertos, não homogeneizados, denominados indevidamente **digestores secundários**, como o mostrado à direita da imagem superior da **Erro! Fonte de referência não encontrada.** (cuja imagem inferior mostra os digestores da ETE Ilha do Governador, RJ). Sua denominação é indevida uma vez que neles não se processa digestão; a NBR 12.209 sugere que sejam denominados simplesmente "tanques pulmão" e que seu tempo de detenção hidráulica não seja inferior a 12h.).

O líquido sobrenadante é removido do tanque pulmão por uma das tubulações do conjunto destinado a este fim. Estas tubulações captam o líquido em diferentes alturas da parede lateral do tanque e para efetuar a remoção abre-se a válvula da que se situa na altura conveniente (ver adiante). Segundo a NBR 12.209, estas tubulações devem ser regularmente distribuídas pelo menos ao longo da metade superior de altura de parede do tanque pulmão. Antes de se efetuar a remoção, colhe-se uma amostra de cada saída em uma proveta de 1L. que permanece em repouso por uma hora. Remove-se o sobrenadante pela saída que indicar menor presença de sólidos sedimentáveis.

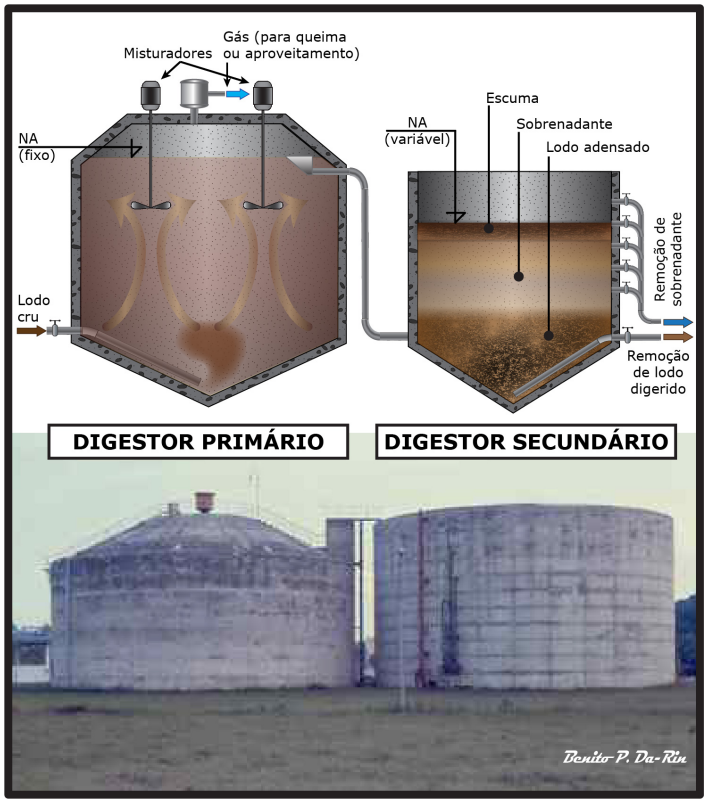


Figura 9-9 - Digestores Primário e Secundário (tanque pulmão)

O sobrenadante não deve ser encaminhado para o corpo receptor, pois iria exercer uma demanda elevadíssima de oxigênio (sua DBO média é de 500 mg/L, podendo alcançar 1.000 mg/L e sua concentração média de SST é de 3.400 mg/l, podendo atingir mais de 10.000 mg/L). Ele deve ser desviado para a entrada da ETE e a carga orgânica e de sólidos correspondente deve ser considerada no dimensionamento das unidades que o receberão.

A função dos "digestores secundários" não é promover digestão, que se dá completamente nos digestores primários, mas, sim:

- Atuar como tanque pulmão, armazenando o lodo digerido por algum tempo antes que seja submetido ao processo ou operação unitária subsequente na cadeia de tratamento de lodo (sobretudo quando se trata de processo ou operação em batelada); e
- Atuar como concentrador (ou espessador) de lodo, mantendo o lodo digerido em repouso de forma a facilitar a remoção do sobrenadante.

A digestão anaeróbia é, portanto, ideal para estabilizar lodo primário ou lodo misto. É um processo eficiente, barato e de tecnologia fartamente conhecida em todo o mundo. Tanto o gás como o próprio

lodo digerido podem ser aproveitados, o primeiro como combustível e o segundo como condicionador de solos pobres em matéria orgânica. Seu único inconveniente é o grande volume exigido pelos digestores.

9.2.1.2 Digestão aeróbia

A digestão aeróbia consiste na estabilização da matéria orgânica contida no lodo através do metabolismo de organismos aeróbios. Para tanto, basta fornecer oxigênio – mas não alimento – ao lodo por um período suficientemente longo. Ela se processa da forma seguinte:

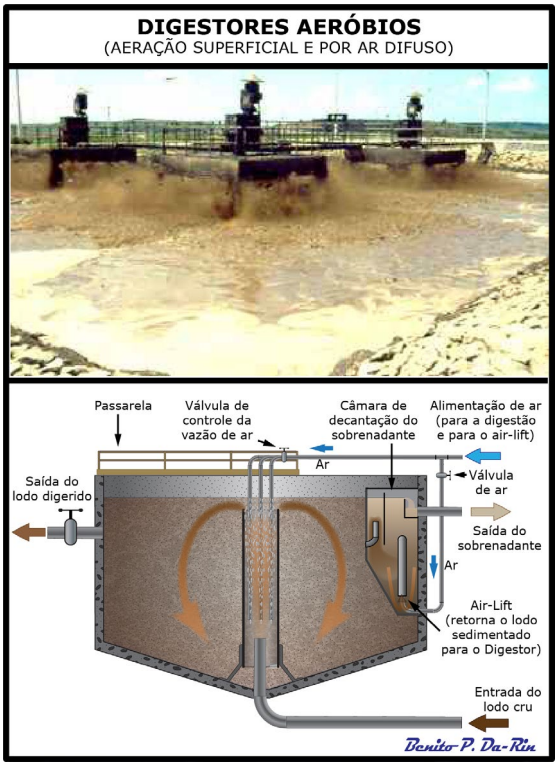


Figura 9-10 - Digestores aeróbios - Esquema e ETDI Camaçari

- Inicialmente, a matéria orgânica do lodo é consumida pelo metabolismo dos organismos aeróbios; parte dela é oxidada para produção de energia (com liberação de CO_2 e água) e parte é incorporada ao material celular dos microrganismos, que proliferam rapidamente.
- Em seguida, ao se esgotar o alimento disponível, os organismos passam a metabolizar seu próprio material celular por respiração endógena. O resultado é um lodo estável, que seca com facilidade e apresenta volume reduzido. A concentração de patogênicos é extremamente baixa.

Esse processo, ao contrário da digestão anaeróbia, consome ponderável quantidade de energia. Entretanto dispensa a cobertura dos tanques e pode ocorrer em unidades de volume proporcionalmente menor.

Importante

Embora lodos primários ou mistos possam ser digeridos aerobiamente, este processo é aconselhável principalmente para excesso de lodo biológico.

A digestão aeróbia definitivamente não é indicada para estabilização de lodo primário embora, em tese. possa ser empregada para este fim.

Por outro lado, o processo pode vir a se constituir em excelente solução para a estabilização de lodo biológico (especialmente para o excesso de lodo gerado no processo de lodos ativados) particularmente em instalações de pequeno porte (a NBR 12.209 não proíbe, mas exige justificativa para o uso deste processo em instalações com vazão média afluente igual ou superior a 250 m^3/s), sendo especialmente indicado para uso nas chamadas "estações compactas", conjunto de unidades geralmente pré-fabricadas e montadas *in situ*. Admite-se o uso do processo para estabilização de lodo misto, embora o consumo de energia aumente substancialmente. Há instalações de lodos ativados onde o lodo primário é digerido anaerobiamente e o excesso de lodo aerobiamente.

Do ponto de vista da cinética do consumo de substrato orgânico a digestão aeróbia de lodo biológico é análoga a uma variante do processo de lodos ativados sem recirculação com idade do lodo infinita (ou relação alimento/microrganismos nula), ou seja, a manutenção de organismos indefinidamente em um reator ao qual não se fornece alimento mas se introduz oxigênio.

Digestores aeróbios podem receber oxigênio seja por um sistema de difusão de ar (ver esquema na parte superior da **Erro! Fonte de referência não encontrada.**) ou por aeradores superficiais (ver foto do digestor aeróbio da Estação de Tratamento de Despejos Industriais de Camaçari na parte inferior da mesma figura). Seja qual for o sistema, deve dissipar uma energia suficiente para manter o conteúdo do reator o mais homogêneo possível (para o que, segundo a NBR 12.209, é necessária uma densidade de potência igual ou superior a 25 W/m^3 no caso de aeração mecânica ou um fornecimento de no mínimo 1,2 m^3 de ar/h.m^3 de reator no caso de aeração por ar difuso).

As necessidades de oxigênio dependem da característica do lodo. Para digestão aeróbia de lodo biológico, segundo a NBR 12.209, deve-se fornecer uma massa de no mínimo 2,3 kg O_2/kg SSV consumidos (espera-se que a massa de SSV consumidos no processo se situe na faixa de 30% a 40% variando em função do tempo de detenção hidráulica; a NBR 12.209 determina que a destruição de SSV máxima a ser considerada no dimensionamento seja de 40%). Caso se trate de digestão aeróbia de lodo misto, ainda segundo a NBR 12.209 deve-se acrescentar ainda uma massa de oxigênio nunca inferior a 1,5 kg O_2/kg DBO, podendo alcançar 2 kg O_2/kg DBO do lodo primário, o que provavelmente elevará os gastos com energia a patamares excessivamente altos.

Durante a operação do processo, o teor de oxigênio dissolvido no interior do reator deve ser igual ou superior a 2 mg/L (NBR 12.209).

Os parâmetros de dimensionamento (e controle) do processo são o tempo de detenção hidráulica **t** (que, por se tratar de sistema biológico sem recirculação de lodos, corresponde ao tempo de residência celular **θc**) e a taxa de aplicação de sólidos voláteis.

Segundo a NBR 12.209, em reatores com temperatura do líquido próxima dos 20 ºC, o tempo de detenção hidráulica deve ser igual ou superior a 12 dias quando se tratar da digestão aeróbia de excesso de lodo biológico e a 18 dias quando se tratar de lodo misto, podendo chegar até 40 dias caso se pretenda produzir um lodo seco classe B (ver Item 9.2.2.3). A digestão aeróbia não é recomendada quando a temperatura esperada do líquido no interior do reator for igual ou inferior a 15 ºC. Caso o destino final exija a inativação de microrganismos, a NBR 12.209 recomenda um tempo de detenção

hidráulica igual ou superior àquele que o produto de seu valor (expresso em dias) pelo da temperatura (expressa em °C) seja 500 d.°C.

Ainda segundo a NBR 12.209, a taxa de aplicação de sólidos voláteis ao reator deve ser igual ou inferior a 3,5 kg SSV/m^3.d.

A digestão aeróbia se caracteriza pela produção de um lodo digerido de muito boa qualidade, inclusive sanitária (baixa concentração de organismos patogênicos), por uma operação simples e pela liberação de um sobrenadante decantado com DBO inferior a 100 mg/L e baixas concentrações de nutrientes (fósforo e nitrogênio). Por outro lado, o lodo digerido aerobiamente não seca com facilidade, exigindo maiores dosagens de produtos químicos no caso da secagem mecânica.

Do ponto de vista econômico, comparada à digestão anaeróbia, a digestão aeróbia apresenta um custo de implantação bem menor e um custo operacional muito mais alto, principalmente devido ao elevadíssimo consumo de energia.

9.2.1.3 Tratamento térmico

A estabilização por tratamento térmico consiste, fundamentalmente, em "cozinhar" o lodo em alta pressão e elevada temperatura por um período de 20 a 30 minutos. Esse procedimento provoca as seguintes ações:

- Coagulação: aglomeração de partículas sólidas finamente divididas ou em suspensão coloidal formando partículas de maior diâmetro aparente;
- Coalescência: formação de partículas maiores por adsorção superficial de pequenas partículas;
- Hidrólise: mudança da composição química de certos compostos por reação com a água em ambientes de elevada pressão e temperatura;
- Sinérese: separação dos componentes líquidos e sólidos de um gel verdadeiro por efeito da temperatura e pressão;

Além disso a ação combinada das elevadas temperatura e pressão rompe as células dos organismos existentes no lodo (inclusive os flocos de lodo biológico), liberando o citossoma, além de reduzir as moléculas orgânicas mais complexas do lodo primário a formas mais estáveis. O lodo resultante é muito estável e seca com facilidade além de ser absolutamente isento de patogênicos.

Figura 9-11 - - Processo Zimpro - ETE SSW. Chicago/USA

Há dois processos patenteados, Porteous e Zimpro, cuja diferença básica consiste nos níveis de temperatura e pressão mantidos no reator. O primeiro, Porteous, opera em uma faixa de temperatura entre 175 ºC e 205 ºC e pressão entre 10 kg/cm² e 20 kg/cm². O segundo, Zimpro, opera em uma faixa de temperatura entre 230 ºC e 290 ºC e pressão de 80 atm. A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra as instalações de estabilização térmica de lodo da ETE S-SW da cidade de Chicago – Il/USA.

O lodo, depois de passar por um triturador, é recalcado por bombas de deslocamento positivo (eventualmente de múltiplos estágios para obter as elevadas pressões requeridas pelo processo) para o interior do reator através do pré-aquecedor, uma serpentina que atravessa um tanque com água aquecida. No reator o lodo recebe uma corrente de vapor d´água. Por questões de segurança, o nível de lodo no reator é cuidadosamente controlado (modernamente usa-se um detector nuclear que emprega Césio 137 como fonte radioativa para medir mudanças de densidade entre o líquido e o gás) e válvulas de segurança são acionadas caso o nível ultrapasse o valor considerado seguro. Ao sair do reator, após atravessar uma série de trocadores de calor onde a temperatura é reduzida e um conjunto de câmaras onde a pressão cai até o valor da pressão atmosférica, o lodo atravessa um tanque que funciona como separador sólidos/líquido e como adensador.

Esse processo apresenta, entretanto, dois inconvenientes graves:

- o líquido resultante pode ser extremamente agressivo (DQO na faixa de 16.000 mg/L a 30.000 mg/L) e constituir enorme sobrecarga para ETE ;
- a elevada pressão necessária para “cozinhar” o lodo tem causado acidentes graves e, em alguns casos, a morte de operadores.

Existem dois processos patenteados para tratamento (estabilização) térmico, a saber: Zimpro e Porteous, que diferem apenas em detalhes operacionais e faixas de temperatura e pressão adotadas.
A estabilização térmica tem caído em desuso devido, sobretudo, ao elevado consumo de energia e os custos daí decorrentes.

A NBR 12.209 não aborda este processo.

9.2.1.4 Tratamento químico

A estabilização química consiste no bloqueio da atividade biológica no lodo através da adição de um composto químico que iniba o metabolismo dos microrganismos, impedindo assim o prosseguimento do processo de putrefação da matéria orgânica.

Nos lodos gerados no tratamento de esgotos sanitários esta inibição se consegue adicionando cal ou cloro nas dosagens adequadas.

Em ambos os casos, a concentração de patogênicos no lodo estabilizado é extremamente reduzida e o lodo pode ser submetido à secagem natural, sem inconvenientes.

A adição de cloro, que para ser eficaz precisa ser feita até concentrações de cloro 2.000 mg/L, tem alguns inconvenientes: o custo é elevado, a secagem artificial é mais difícil pois o cloro interfere com os condicionantes químicos, a operação do processo é sujeita a riscos posto que o cloro é um gás tóxico e propicia a geração de compostos orgânicos indesejáveis (organoclorados). Por isso a estabilização química com a adição de cal é mais usada.

Para estabilizar o lodo com o uso de cal é preciso adicionar cal até obter pH acima de 12 e mantê-lo neste nível por pelo menos duas horas (recomendação da NBR 12.209).

Figura 9-12 - Misturador para estabilização química

O uso do termo “estabilização” para designar este processo é discutível, já que essencialmente não ocorre qualquer destruição de matéria orgânica. Porém, enquanto o pH for mantido acima de 11, nenhuma degradação ocorre em virtude na inativação dos agentes biológicos que a promovem.

A adição de cal facilita bastante as operações de secagem, especialmente a secagem mecânica, pois aumenta significativamente a filtrabilidade do lodo. O produto é livre de odores e praticamente isento do patogênicos.

A cal pode ser adicionada ao lodo seja sob a forma de cal virgem (ou cal “viva”; OCa) ou hidratada (cal “apagada”; $[HO]_2Ca$) e a mistura pode ser feita seja com o lodo seco ou desaguado, seja com o lodo bruto em suspensão. Os melhores resultados são obtidos com a adição de cal virgem ao lodo seco. A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra o equipamento usado para estabilização química do lodo misto bruto, seco, da ETE Pavuna, RJ.

Há alguns anos esta técnica era empregada raramente principalmente em virtude das dificuldades de remover umidade de lodo cru, não estabilizado. Atualmente, porém, com o grande desenvolvimento da tecnologia aplicada a certos dispositivos de secagem mecânica, notadamente centrífugas e filtros prensa de correia, o panorama mudou consideravelmente.

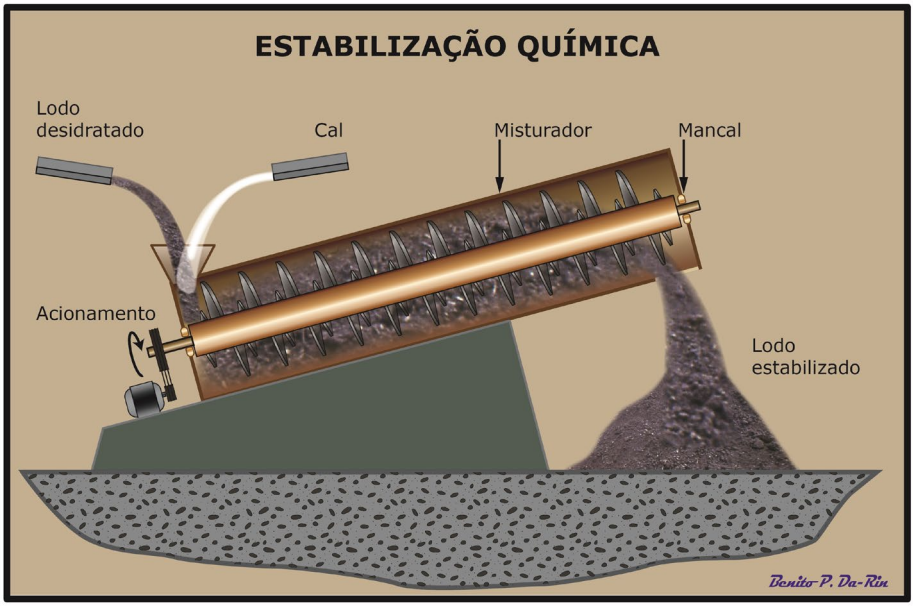


Figura 9-13- Estabilização química- diagrama esquemático

Isto porque estes equipamentos permitem obter, sem dificuldade, lodo cru ou bruto, tanto primário, quanto biológico ou misto, com teores de sólidos da ordem de 20% a 25%. Este tipo de lodo é o ideal para receber cal sob a forma de OCa. Veja, na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, os silos de cal da ETE Pavuna, RJ, que armazenam a cal usada na estabilização química de lodo.

Nestas condições, desde que se consiga obter um grau de mistura conveniente através do uso de equipamentos adequados (ver esquema na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**), a cal virgem (OCa) adicionada ao lodo reage com a água intersticial através do processo químico denominado “hidratação da cal”, produzindo cal hidratada $[(HO)_2Ca]$ em uma reação exotérmica que facilmente eleva a temperatura do lodo em no mínimo 10 ºC podendo, dependendo das condições de mistura, chegar a uma elevação de 50 ºC. Este aumento de temperatura é altamente benéfico pois contribui significativamente para a eliminação dos microrganismos patogênicos presentes no lodo.

Figura 9-14 - Silo de cal

Como se vê, o ponto mais delicado do processo é conseguir um grau de mistura adequado.

Para isto são utilizados equipamentos como o mostrado na imagem da esquerda da **Erro! Fonte de referência não encontrada.** (obtida no prédio de tratamento de lodo da ETE Topeka, KS/USA), um reservatório em cujo interior uma ou mais peças semelhantes a um parafuso sem fim permanecem girando de tal modo que enquanto transportam a mistura lodo/cal para adiante, promovem um contato íntimo entre a cal e o lodo, evitando a formação de bolsões vazios e pelotas de lodo, conforme recomendado pela NBR 12.209. O resultado, descarregado na extremidade de jusante, é uma mistura homogênea de lodo bastante estabilizado, que não exala mau cheiro e, após um período de repouso de alguns dias (em área preferivelmente coberta e com piso impermeável, conforme recomenda a NBE 12.209), pode ser transportado e encaminhado ao destino final sem qualquer problema. A imagem da direita da **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, também obtida na ETE Topeka, mostra um campo de cura (este, descoberto, já que as condições climáticas locais não exigem cobertura)

Figura 9-15 - Mistura de cal e lodo seco e campo de cura

A dosagem de cal necessária para se atingir o pH mínimo de 12 recomendado para o processo depende da composição química do lodo. Entretanto a prática mostra que este resultado pode ser

obtido adicionando-se cal sob a forma de OCa na dosagem de cerca de 20% a 30% em peso seco dos sólidos do lodo. Ou seja: 200kg a 300 kg de OCa adicionados a cada tonelada de sólidos secos do lodo.

Esta adição reduz significativamente a umidade do lodo estabilizado não só porque alguma água intersticial se perde por evaporação devido ao aumento da temperatura como também porque foi adicionada uma massa significativa de sólidos (a cal) ao lodo bruto. Este aumento de massa deve ser considerado no dimensionamento das unidades subsequentes.

9.2.1.5 Compostagem

A compostagem consiste em promover a estabilização da matéria orgânica do lodo, seja puro, seja misturado ao lixo urbano, por meio de um processo de decomposição controlada. Esse processo gera um produto final apropriado para uso como fertilizante de qualidade razoável sobretudo devido ao elevado conteúdo de matéria orgânica, que os adubos químicos não contêm.

A compostagem exige que o lodo seja previamente submetido a secagem, geralmente por um processo mecânico que reduza seu teor de umidade para menos de 70%. Porém o teor ótimo de umidade para a compostagem se situa entre 45% e 65%. A forma usada para reduzir ainda mais a umidade e, além disso, fornecer uma fonte de carbono adicional e aumentar o coeficiente de vazios da pilha de lodo, é adicionar serragem, aparas de madeira, galhos de árvore ou gravetos. O lixo urbano também pode suprir esta necessidade, o que torna especialmente conveniente a compostagem conjunta de ambos os resíduos (o que, infelizmente, no Brasil é raro por questões sobretudo políticas já que na maioria dos casos o tratamento dos esgotos – e por conseguinte dos lodos – é da responsabilidade dos Governos Estaduais enquanto o tratamento do lixo é da responsabilidade dos Governos Municipais).

Embora existam dezenas de unidades patenteadas e reatores construídos especificamente para este fim, as duas modalidades mais comuns do processo são praticadas ao ar livre e consistem de:

- leiras (filas) de lodo frequentemente revolvidas mecanicamente; ou
- pilhas aeradas, alimentada com ar insuflado.

Figura 9-16 - Leira para compostagem

A compostagem exige contato do lodo com o ar. No sistema de leiras, primeiro formam-se as leiras despejando no solo longas fileiras de material a ser compostado. Estas fileiras permanecem em repouso exceto quando são revolvidas para pôr o material interno em contado com o ar. Isto é feito pela passagem periódica sobre a leira de um veículo especial, dotado de lâminas misturadoras, largo e com piso situado acima da altura da leira, que percorre periodicamente toda a extensão de cada uma delas, revolvendo seu conteúdo e expondo assim a parte interna ao contato com o ar, como mostrado na **Erro! Fonte de referência não encontrada.** (obtida nas instalações de tratamento de lodo e fabricação do adubo "Philorganic" de Philadelphia, PA/USA).

Já a compostagem pelo processo de pilha aerada é mais simples. Inicialmente toma-se uma mangueira de 10 cm de diâmetro constituída por uma lâmina de plástico envolvendo um núcleo formado por um arame de aço enrolado em formato helicoidal, como o mostrado no lado esquerdo da **Erro! Fonte de referência não encontrada.** (estas mangueiras, dependendo da qualidade, são muito baratas; devem ser escolhidas as mais baratas, uma vez que terminada a compostagem de cada pilha a mangueira será descartada). Uma de suas extremidades é conectada a um soprador, ou compressor, enquanto o restante é disposto no piso da área de compostagem, formando uma espiral exatamente no local onde será despejada a pilha de lodo. Todo o trecho da mangueira que ficará situado abaixo da pilha será crivado de pequenos orifícios por onde fluirá o ar. Isto feito, se despeja o lodo sobre o trecho final da mangueira, formando uma pilha ou monte de lodo de aspecto aproximadamente cônico com cerca de 1,5 m a 2 m de altura como a mostrada do lado direito da **Erro! Fonte de referência não encontrada.**. Em seguida liga-se o compressor, o que faz com que o ar saia pelos pequenos orifícios da mangueira e atravesse a pilha.

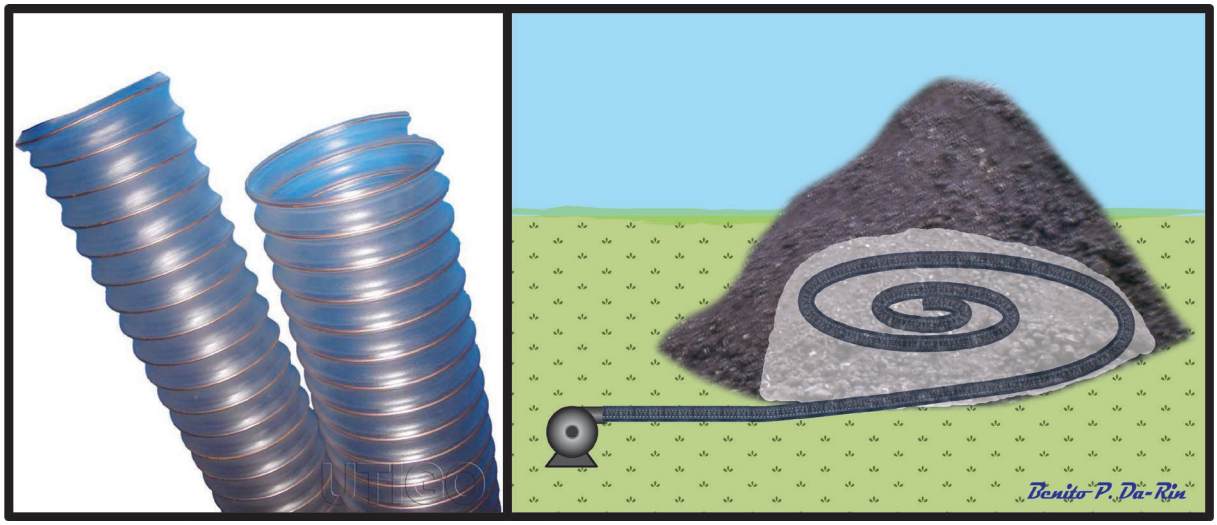


Figura 9-17 - Compostagem por pilha aerada

O período de compostagem varia de alguns dias (no sistema de pilha aerada) até poucas semanas (no de leiras). As reações bioquímicas que se processam no interior do lodo são exotérmicas e fazem com que a temperatura atinja patamares na casa dos 60 ºC a 70 ºC, o que provoca a morte da maioria dos patogênicos e a inativação dos compostos prejudiciais. A matéria orgânica putrescível é estabilizada pela ação dos organismos aeróbios.

Terminada a compostagem propriamente dita o material permanece em repouso por uma a duas semanas (ou pouco mais, para o sistema de leiras) em uma área de piso impermeável e, preferivelmente, coberta, para o período de cura.

O resultado é um produto praticamente isento de patogênicos, rico em matéria orgânica e nitrogênio (a relação C:N é da ordem de 20:1) e relativamente pobre em fósforo e potássio, se comparado aos adubos comerciais. Mas que pode ser considerado um condicionador de solos de boa qualidade.

O objetivo da compostagem é preparar o lodo para o destino final e não gerar um produto comercial. Do ponto de vista dos responsáveis pelo tratamento de esgotos, é uma operação como qualquer outra da linha de tratamento de lodos, e conseguir que alguém retire o composto da ETE para usá-lo como condicionador de solo em sua cultura já seria um bom resultado. Acontece, porém, que os agricultores mantêm certo preconceito contra um produto "que vem do esgoto", sobretudo quando é distribuído gratuitamente, o que cria a impressão de algo "sem valor". Uma forma de vencer esta aversão é desvincular o composto da ETE e tratá-lo como um produto comercial. Assim foi feito na Philadelphia onde, apesar de não se esconder da população sua verdadeira origem, as instalações de compostagem não estão vinculadas às ETEs que geram o lodo. E o produto final, além de receber um nome comercial (Philorganic), não é distribuído gratuitamente, porém vendido (evidentemente a um preço menor que o custo de produção). Assim, com o grande interesse que a questão ambiental vem despertando, consegue-se o desejável equilíbrio entre oferta e procura do composto.

A NBR 12.209 não aborda este processo.

9.2.2 Condicionamento

Entende-se por condicionamento o pretratamento do lodo objetivando a modificação de suas características de forma a facilitar a operação subsequente na cadeia do tratamento. Portanto, trata-se de uma "preparação" para a operação seguinte. A rigor, a própria estabilização seria, segundo esse aspecto, uma operação de condicionamento, uma vez que facilita a secagem. Não é, entretanto, assim considerada, porque o seu principal objetivo é outro, conforme já visto.

9.2.2.1 Espessamento

O espessamento é a operação unitária que tem por objetivo aumentar a concentração de sólidos em suspensão no lodo removendo parte da água nele contida visando reduzir seu volume para facilitar as operações subsequentes (geralmente digestão ou secagem).

O espessamento também é conhecido como "adensamento". Preferimos adotar aqui a primeira designação. Isto porque "adensar" transmite a ideia de aumento de densidade e, enquanto o lodo resultante da operação se apresenta de fato mais espessado, nem a densidade dos sólidos nem a da água sofreu qualquer alteração.

Tanto o espessamento quanto a secagem (ou desaguamento) visam reduzir o volume do lodo através da remoção de água. Mas há uma diferença significativa no teor de sólidos do lodo resultante.

Diz-se que o lodo foi desaguado, ou seco, quando passa a poder ser manuseado como um material sólido, ou seja, transportado por esteiras, caçambas, caminhões de carroceria aberta e qualquer outro tipo de veículo ou equipamento destinado a transportar sólidos a granel, o que só é possível quando o teor de sólidos se situa acima de 18% (ou o de água abaixo de 82%, o que vem a dar no mesmo), teor no qual o lodo tem uma consistência semelhante à de massa de modelar.

Considera-se que o lodo foi "espessado" quando, após a operação, ele ainda pode ser bombeado. Essa técnica, portanto, só é viável para gerar lodos com mais de 88% de umidade, teor no qual o lodo já apresenta consistência pastosa, mas ainda pode ser bombeado embora com dificuldade.

Observação

A operação que resulta em lodo com menos de 82% de umidade é denominada secagem ou desaguamento conforme veremos no Item Erro! Fonte de referência não encontrada..

O espessamento é extremamente eficiente no que toca à redução do volume de lodo. Vejamos, como exemplo, um lodo primário removido do decantador com cerca de 97% de umidade (30.000 mg/L), valor bastante comum na prática. Agora suponhamos que, por espessamento, esta umidade foi reduzida até 91%. A redução de umidade foi, então de apenas 6 pontos porcentuais, aparentemente irrisória. Não obstante, neste exemplo, ela acarretará a diminuição do volume de lodo para **um terço** do original. Podemos entender melhor isso lembrando que após o espessamento a massa de sólidos permanece a mesma. No exemplo, antes do espessamento, em 100 kg de lodo havia 3 kg de sólidos (3%) e 97 litros de água. Como o espessamento idealmente corresponde a uma remoção apenas da água e não altera a massa de sólidos, após espessado há ainda os mesmos 3 kg de sólidos. Se, à guisa de simplificação, considerarmos a densidade dos sólidos igual à da água (e, de fato, ela é apenas pouco maior que isto), como o lodo foi espessado até uma umidade de 91%, estes mesmos 3 kg de sólidos agora corresponderão a 9% do total. Uma simples regra de três revelará então que a massa total de lodo após o espessamento será de: $x = (3 \cdot 100)/3 = 33{,}3$ kg, aproximadamente igual a 33,3 litros. O que corresponde a 1/3 do volume original.

O espessamento dos lodos pode ser feito por gravidade, por flotação, por centrifugação e mediante o uso de mesas de esteira ou de tambor rotativo, conforme veremos a seguir.

9.2.2.1.1 Espessamento por gravidade

O espessamento por gravidade se processa em unidades de tratamento semelhantes a decantadores primários mecanizados. Na verdade, funciona exatamente como uma decantação, na qual o objetivo principal é o aumento da concentração dos sólidos no fundo, em vez da clarificação do líquido sobrenadante. O modelo teórico do fenômeno é a chamada **sedimentação zonal**.

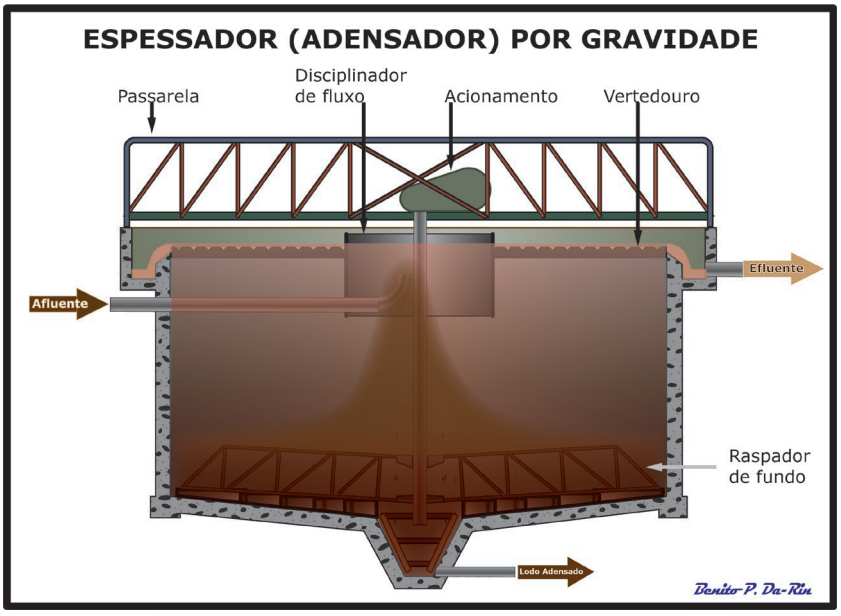


Figura 9-18 - Espessador por gravidade

Um espessador por gravidade tem o aspecto exibido na Figura 9-18. Como se vê, é extremamente semelhante a um decantador de esgotos. A diferença principal é que a estrutura da treliça que arrasta as lâminas raspadoras de fundo costuma ser mais alta para que suas hastes agitem suavemente o lodo, facilitando que a água escape para o alto e os sólidos se acumulem no fundo. O lodo penetra na parte superior, no centro da unidade, no interior de uma câmara cilíndrica central disciplinadora de fluxo com o objetivo de forçar o escoamento para baixo. O líquido sobrenadante, ainda com elevada concentração de sólidos em suspensão, é removido pelo vertedouro periférico e o lodo espessado, com concentração de sólidos bem maior, é removido pelo poço de lodo no fundo da unidade.

Embora o espessamento por gravidade possa ser empregado para lodo primário, misto ou biológico, a NBR 12.209 sugere que seja usado preferentemente para lodo primário bruto ou estabilizado.

A eficiência do processo depende fortemente do tipo de lodo e das taxas de aplicação de sólidos e hidráulica utilizadas. A NBR 12.209 determina que sejam usados os seguintes parâmetros para os diferentes tipos de lodo:

- Lodo primário bruto: taxa de aplicação de sólidos igual ou inferior a 150 kg SST/m^2.d, taxa de aplicação hidráulica igual ou inferior a 30 m^3/m^2.d e máxima porcentagem de sólidos esperada no lodo adensado de 8%;
- Lodo primário estabilizado: taxa de aplicação de sólidos igual ou inferior a 120 kg SST/m^2.d, taxa de aplicação hidráulica igual ou inferior a 50 m^3/m^2.d e máxima porcentagem de sólidos esperada no lodo adensado de 8%;
- Lodo biológico proveniente de excesso de lodo ativado cru: taxa de aplicação de sólidos igual ou inferior a 30 kg SST/m^2.d, taxa de aplicação hidráulica igual ou inferior a 8 m^3/m^2.d e máxima porcentagem de sólidos esperada no lodo adensado de 3%;
- Lodo biológico cru proveniente de filtro biológico: taxa de aplicação de sólidos igual ou inferior a 50 kg SST/m^2.d, taxa de aplicação hidráulica igual ou inferior a 8 m^3/m^2.d e máxima porcentagem de sólidos esperada no lodo adensado de 6%;
- Lodo misto gerado pela mistura de lodo primário e excesso de lodo ativado: taxa de aplicação de sólidos igual ou inferior a 50 kg SST/m^2.d, taxa de aplicação hidráulica igual ou inferior a 12 m^3/m^2.d e máxima porcentagem de sólidos esperada no lodo adensado de 6%;
- Lodo misto gerado pela mistura de lodo primário e lodo de filtro biológico: taxa de aplicação de sólidos igual ou inferior a 60 kg SST/m^2.d, taxa de aplicação hidráulica igual ou inferior a 12 m^3/m^2.d e máxima porcentagem de sólidos esperada no lodo adensado de 7%;

Como mencionado acima, o efluente líquido do adensador por gravidade, que deve ser encaminhado à entrada da ETE, contém uma massa significativa de sólidos em suspensão que escapam da unidade. A porcentagem da massa de sólidos removida com o lodo adensado é denominada "recuperação de sólidos" (denominação comum a este e aos demais processos de remoção de água, sejam adensamento, sejam desaguamento ou secagem). A NBR 12.209 recomenda que a recuperação de sólidos máxima prevista no projeto de um espessador por gravidade seja de 85%.

Importante

Espessadores por gravidade são muito utilizados para reduzir o volume de lodo primário ou misto antes da digestão anaeróbia, pois propiciam notável diminuição do volume dos digestores primários.

Além desses parâmetros, a NBR 12.209 determina que em um adensador por gravidade:

- O valor mínimo da profundidade deve ser de 3m e o do tempo de detenção hidráulica de 24 h (quando estes valores forem incompatíveis com as taxas de aplicação adotadas, o lodo afluente deve ser diluído – se possível com o efluente da ETE – até alcançar valores compatíveis);
- As tubulações que transportam o afluente devem ser dotadas de medidores de vazão, preferivelmente do tipo magnético;
- A tubulação de transporte de lodo deve ter diâmetro mínimo de 150 mm, as que transportam lodo por gravidade devem manter declividade mínima de 3%, o poço de lodo deve ter paredes com inclinação igual ou superior a 1,5:1 (vertical: horizontal) e base inferior com dimensão horizontal mínima de 0,6 m.

9.2.2.1.2 Espessamento por flotação

O espessamento por flotação é indicado para concentrar partículas em suspensão com maior propensão a flutuar que a sedimentar. Por isso, é uma operação unitária particularmente indicada para espessar excesso de lodo ou lodo secundário, conforme sugerido pela NBR 12.209.

O tipo de flotação normalmente utilizado para espessamento de lodos é a denominada "flotação a ar dissolvido", geralmente levada a termo em tanques retangulares. Ela pode ser entendida como uma "sedimentação de cabeça para baixo", em que as partículas sólidas são levadas a flutuar pela ação de bolhas de ar a elas adsorvidas. A técnica empregada para a formação dessas bolhas de ar na massa líquida consiste em dissolver o ar a alta pressão (cerca de 3 atmosferas) em parte do próprio efluente do tanque (água removida), que é então reciclado e liberado à pressão atmosférica através de uma válvula liberadora de pressão na tubulação que transporta o afluente – que, por sua vez, recebeu previamente uma dosagem de polímero que funciona como coagulante e facilita a coalescência das partículas e a adsorção.

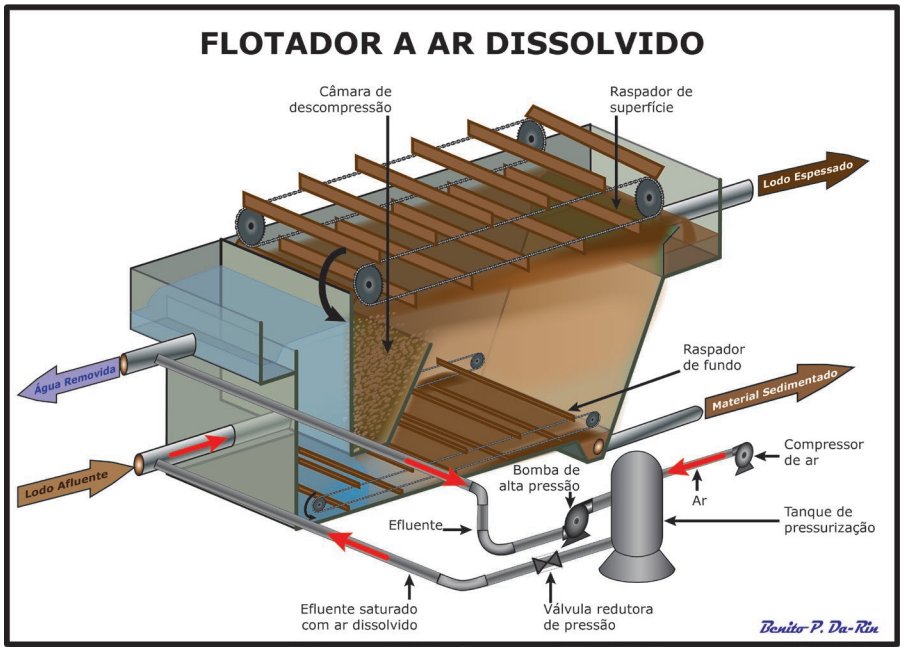


Figura 9-19 - Flotador a ar dissolvido GATT - esquema

A brusca redução da pressão provoca uma forte redução da solubilidade do ar, o que força o desprendimento deste ar sob a forma de pequenas bolhas gasosas que se formam no interior da massa líquida e arrastam para cima as partículas de sólidos em suspensão por elas adsorvidas, promovendo assim, a concentração desses sólidos junto à superfície líquida.

Um sistema de lâminas raspadoras de superfície acionadas por correntes leva a massa de lodo flutuante para uma das extremidades do flotador, de onde é levada para fora da unidade.

Os parâmetros básicos de dimensionamento de flotadores de ar dissolvido são a taxa de aplicação de sólidos e a relação ar/sólidos (que mede a relação entre a massa de ar dissolvida no afluente e a massa de SST contida neste mesmo afluente). Tais valores devem ser determinados em laboratório ou fornecidos pelo fabricante sob garantia quando se tratar de unidade fornecida montada, como a mostrada na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**. Quando estes parâmetros não estiverem disponíveis a NBR 12.209 recomenda a adoção dos valores abaixo para o espessamento por flotação a ar dissolvido:

- Lodo primário bruto: relação ar sólidos na faixa entre 0,04 kg/kg e 0,07 kg/kg, taxa de aplicação de sólidos entre 90 kg SST/m^2.d e 200 kg SST/m^2.d e taxa de aplicação hidráulica entre 90 m^3/m^2.d e 250 m^3/m^2.d;
- Lodo biológico proveniente de excesso de lodo ativado cru: relação ar sólidos na faixa entre 0,02 kg/kg e 0,05 kg/kg, taxa de aplicação de sólidos entre 50 kg SST/m^2.d e 120 kg SST/m^2.d e taxa de aplicação hidráulica entre 60 m^3/m^2.d e 260 m^3/m^2.d;
- Lodo biológico proveniente de filtro biológico cru: relação ar sólidos na faixa entre 0,02 kg/kg e 0,05 kg/kg, taxa de aplicação de sólidos entre 50 kg SST/m^2.d e 120 kg SST/m^2.d e taxa de aplicação hidráulica entre 90 m^3/m^2.d e 250 m^3/m^2.d;
- Lodo misto gerado pela mistura de lodo primário e excesso de lodo ativado: relação ar sólidos na faixa entre 0,02 kg/kg e 0,05 kg/kg, taxa de aplicação de sólidos entre 60 kg SST/m^2.d e 150 kg SST/m^2.d e taxa de aplicação hidráulica entre 90 m^3/m^2.d e 250 m^3/m^2.d;
- Lodo misto gerado pela mistura de lodo primário e lodo de filtro biológico: relação ar sólidos na faixa entre 0,02 kg/kg e 0,05 kg/kg, taxa de aplicação de sólidos entre 60 kg SST/m^2.d e 150 kg SST/m^2.d e taxa de aplicação hidráulica entre 90 m^3/m^2.d e 250 m^3/m^2.d;

Figura 9-20 - Flotador a ar dissolvido de fabricação GATT

Além destes parâmetros a NBR 12.209 estabelece que a profundidade mínima do tanque para flotação a ar dissolvido deve ser de 3 m e o tempo de detenção na "zona de contato" (região do tanque onde há o contato direto entre as partículas sólidas e as bolhas de ar) deve se situar entre 30 s e 120 s.

Também no caso do flotador a ar dissolvido a recuperação de sólidos não é completa e certa massa de sólidos em suspensão se perdem com e efluente líquido. A NBR 12.209 recomenda que se considere uma recuperação máxima de 95%, desde que se use polímeros para facilitar a floculação. Além disso, recomenda que as tubulações de lodo, se por conduto livre, devem ter diâmetro mínimo de 150 mm e declividade mínima de 3% e que a tubulação de entrada seja dotada de medidor de vazão, preferivelmente do tipo magnético.

9.2.2.1.3 Espessamento por centrifugação

A grande evolução verificada nos últimos anos na tecnologia adotada nas centrífugas, cujo emprego tradicional durante anos foi o desaguamento de lodo, tem feito com que sejam empregadas cada vez com maior frequência para espessamento.

A centrifugação pode ser considerada uma sedimentação altamente acelerada. Isto porque a separação sólidos/líquido também se dá por diferença de densidades, porém enquanto na sedimentação conta-se apenas com a ação da gravidade sobre as partículas para arrastá-las para o fundo, na centrifugação, dependendo da velocidade de rotação do tambor, esta força se torna radial e multiplicada de muitas centenas a alguns milhares de vezes. O resultado disto é que uma centrífuga consegue promover a separação sólidos/líquido em uma pequena fração da área ocupada por um decantador ou espessador por gravidade de mesma capacidade.

As centrífugas usadas para espessamento são essencialmente as mesmas usadas para desaguamento. A diferença essencial consiste nos ajustes de velocidades, profundidade da "praia" (ver adiante) e outros tantos detalhes. Mas a tecnologia é basicamente a mesma.

As centrifugas adotadas para espessamento são as do tipo "*decanter*" e consistem em um tambor, ou "copo", que gira no interior de uma caixa metálica protetora com velocidade de alguns milhares de RPM. No interior do tambor há uma rosca, tipo parafuso sem fim, que gira no mesmo sentido do

tambor, porém com velocidade ligeiramente menor graças à ação de um sistema redutor de velocidade (ver **Erro! Fonte de referência não encontrada.**).

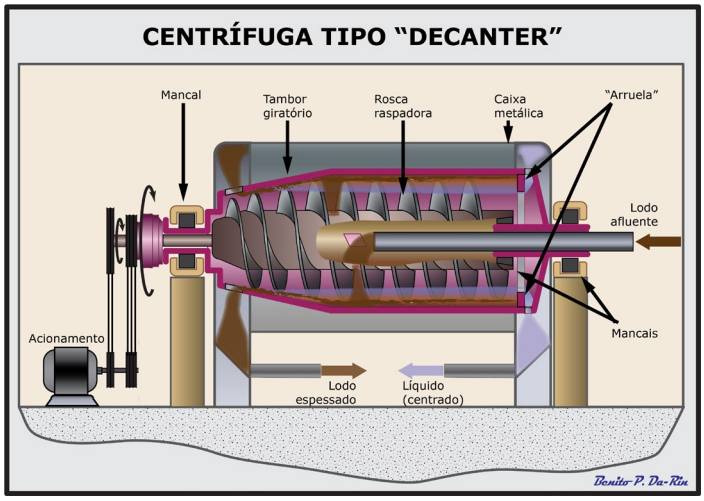


Figura 9-21 - Centrífuga tipo decanter - esquema interno

Nas centrífugas utilizadas para o espessamento o lodo é introduzido por uma tubulação que nela penetra pelo centro da rosca e é despejado no interior do tambor. O formato do tambor é parcialmente cilíndrico (na maior parte de sua extensão) e parcialmente tronco-cônico. No final da extremidade cilíndrica ele é parcialmente obstruído por um anel de regulagem, uma placa circular com formato de "arruela" que cumpre função semelhante a de um vertedouro.

Este arranjo provoca duas ações:

- O lodo líquido, pela ação da força centrífuga, "cola" na superfície interna do tambor formando uma camada líquida (como se o lodo revestisse esta superfície) cuja espessura depende do diâmetro interno do anel de regulagem. E a esta espessura, ou "profundidade", que se dá o nome de "profundidade da praia". Quanto mais espessa (ou seja, quanto menor o diâmetro interno do anel), mais água se remove do lodo. No interior da "praia", os sólidos são empurrados para junto da superfície interna do tambor, se separando da água que fica mais próxima do centro;
- Como a rosca, ou parafuso sem fim, gira velocidade diferente da do tambor e como o fio do parafuso gira muito próximo da parede interna deste tambor, a diferença de velocidade produz o efeito de arrastar o lodo para a extremidade tronco cônica do tambor, oposta àquela onde se situa o anel de regulagem. No final do trecho tronco cônico o líquido "escorre" pelas paredes, retornando para a extremidade oposta, por onde irá sair vertendo sobre o anel de regulagem (quanto maior a inclinação do trecho tronco cônico, maior a remoção de água). Isto faz com que o lodo que escapa do interior do tambor por um conjunto de aberturas feitas para este fim no final da extremidade tronco cônica tenha perdido uma grande quantidade de água.

Figura 9-22 - Centrifuga utilizada para adensamento

O resultado disto é que o líquido "centrado", ou seja, o líquido removido do lodo, sai da centrífuga por uma extremidade do equipamento enquanto o lodo adensado sai pela outra, com concentrações que dependem do tipo de lodo, da regulagem dos parâmetros operacionais da centrífuga e da adição ou não de polímero (que é obrigatória quando se usa a centrífuga para secagem, mas opcional no caso de adensamento). Segundo a NBR 12.209 o teor de sólidos a ser considerado no lodo adensado deve se situar entre 3% e 6%.

Veja, na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, uma centrífuga empregada para adensamento do excesso do lodo ativado da ETE Pavuna, RJ. Em primeiro plano aparece a tubulação do lodo afluente, vendo-se acima dela a tubulação de polímero e o ponto de aplicação, no trecho vertical da tubulação de lodo. Percebe-se, ao fundo, no alto, uma das centrífugas de maior porte usadas para secagem do lodo misto cru na mesma ETE.

A NBR 12.209 recomenda que o espessamento por centrifugação seja feito preferencialmente para lodo secundário, embora resultados muito bons tenham sido observados com lodo misto.

Os dados necessários para dimensionamento da centrífuga para espessamento de lodo são: massa de sólidos introduzida no equipamento na unidade de tempo (kg SST/h) e vazão de lodo líquido afluente. Como centrífugas são, sempre, equipamentos fornecidos diretamente pelo fabricante, tais valores devem ser fornecidos pelo fabricante da unidade sob garantia, conforme recomenda a NBR 12.209. Além disto a norma estabelece que a recuperação de sólidos esperada não deve ultrapassar os 95%.

9.2.2.1.4 Espessamento por mesas de esteira

O espessamento em mesas de esteira exige condicionamento prévio do lodo úmido por adição de polímeros e mistura em um tanque de floculação. O lodo condicionado é então encaminhado para a

superfície de uma esteira transportadora, confeccionada de material filtrante, que se movimenta acionada por roletes.

Acima da superfície da esteira, e quase tocando esta superfície, se dispõe um conjunto de lâminas defletoras verticais. O ajuste da distância entre estas lâminas e de sua direção é crucial para otimizar o desempenho da mesa de esteira, já que elas são responsáveis pela distribuição da camada de lodo sobre a esteira e impedem a formação de bolsões de líquido no interior desta camada.

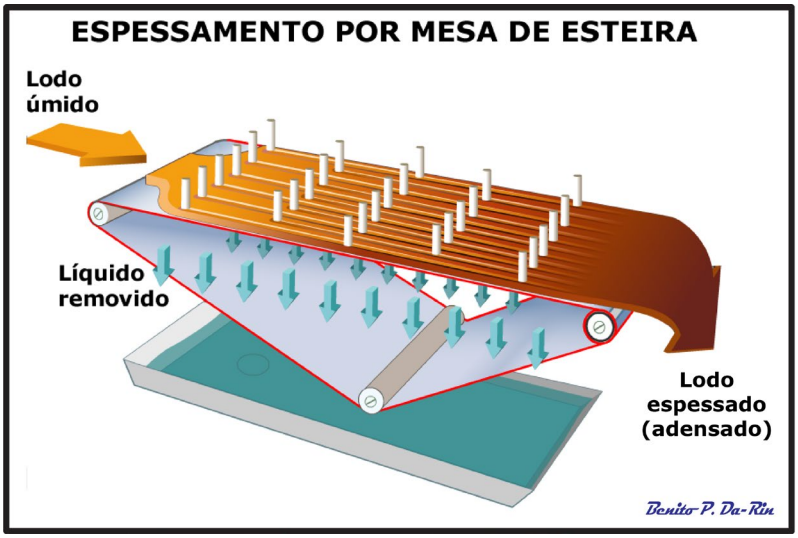


Figura 9-23 - Espessamento em mesa de esteira

A separação sólido/líquido se dá por filtração na esteira. O líquido atravessa a esteira nos dois sentidos, de "fora para dentro" no trecho horizontal da esteira, e de "dentro para fora" nos trechos inclinados, promovendo assim a autolimpeza da lona filtrante. A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** (baseada em material publicitário do fabricante) mostra o diagrama esquemático de uma mesa de esteira da marca Aldritz.

O adensamento em mesa de esteira deve ser usado preferivelmente para lodo secundário conforme recomenda a NBR 12.209, embora seu uso para lodo misto seja perfeitamente exequível e, para lodo digerido, aceitável.

O dado necessário para dimensionamento da mesa de esteira é a taxa de aplicação de sólidos sobre a largura da esteira, expressa pela massa de sólidos introduzida por unidade de largura na unidade de tempo (kg SST/m.h) e vazão de lodo líquido afluente. Como mesas de esteiras são, sempre, equipamentos fornecidos diretamente pelo fabricante, este valor deve ser fornecido pelo fabricante da unidade sob garantia, conforme recomenda a NBR 12.209. Além disto a norma estabelece que recuperação de sólidos esperada não deve ultrapassar os 90% e o teor de sólidos máximo a ser considerado no lodo espessado deve ser de 5%.

9.2.2.1.5 Espessamento por tambor rotativo

O espessamento por tambor rotativo, ou giratório, exige condicionamento prévio do lodo úmido por adição de polímeros e mistura em um tanque de floculação. Este lodo é introduzido em um tambor revestido com um material filtrante que gira lentamente no interior da unidade em torno de um eixo levemente inclinado.

O lodo permanece no interior do tambor enquanto o líquido atravessa o revestimento e drena para a parte inferior da unidade de onde é removido e encaminhado para a entrada da ETE. De tempos em tempos jatos de água de lavagem sob pressão são disparados contra a superfície do revestimento filtrante para promover sua limpeza e impedir que colmate. A água de lavagem pode ser água de processo ou, dependendo de sua qualidade, o próprio efluente final da ETE. No caso de água de processo, a NBR 12.209 recomenda que o consumo e pressão de água sejam especificados no projeto.

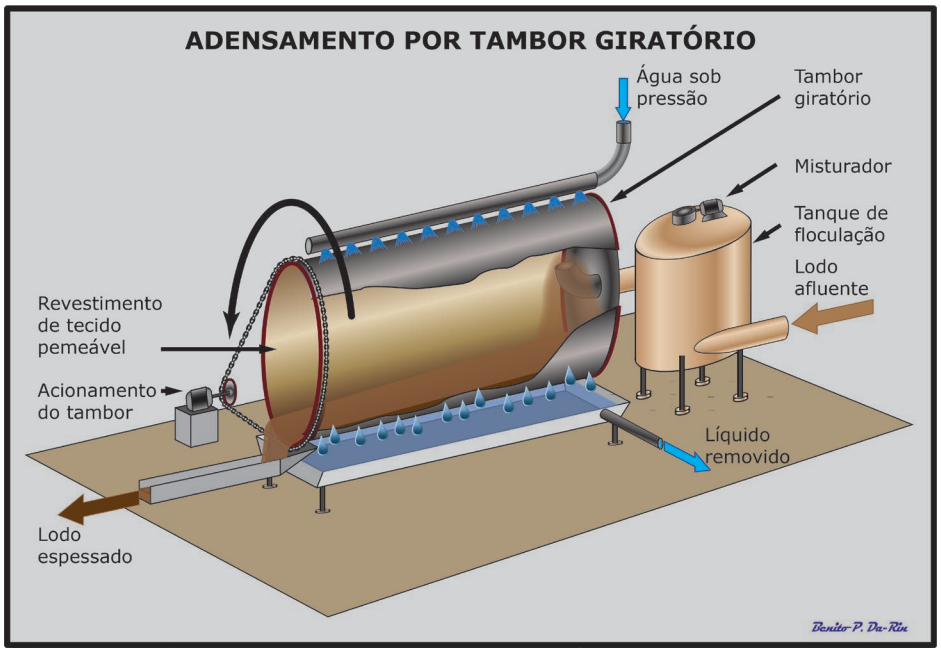


Figura 9-24 Espessamento por tambor rotativo – esquema

A concentração do lodo espessado pode ser ajustada regulando-se a inclinação do tambor, a vazão de lodo úmido e a velocidade de rotação. A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra um diagrama esquemático de um adensador por tambor rotativo.

Embora os fabricantes ofereçam este tipo de equipamento para espessar lodo primário, misto e secundário, a NBR 12.209 sugere que tambores rotativos sejam usados preferivelmente para o espessamento de lodo secundário. A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra o aspecto de um espessador por tambor rotativo Contra-shear (do catálogo da Johnson Screens).

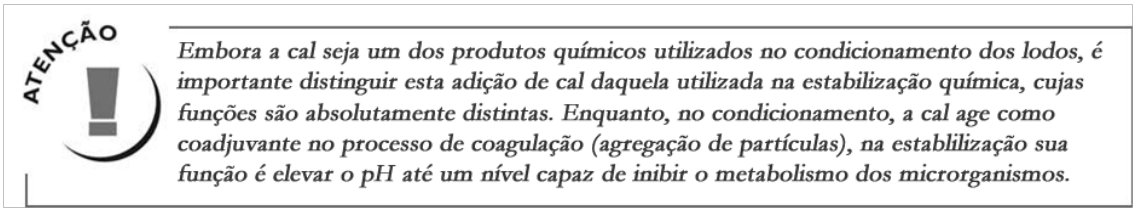
Figura 9-25 - Espessador por tambor rotativo marca Contra-shear

Os dados necessários para dimensionamento do tambor rotativo são a taxa de aplicação de sólidos expressa pela massa de sólidos introduzida no equipamento na unidade de tempo (kg SST/h) e vazão de lodo líquido afluente. Como Tambores rotativos são, sempre, equipamentos fornecidos diretamente pelo fabricante, tais valores devem ser fornecidos por este fabricante sob garantia, conforme recomenda a NBR 12.209. Além disto a norma estabelece que recuperação de sólidos esperada não deve ultrapassar os 95% e o teor de sólidos a ser considerado no lodo espessado deve se situar entre 4% e 6%.

9.2.2.2 Condicionamento químico

O condicionamento químico consiste na adição de produtos químicos ao lodo visando facilitar a operação de remoção de umidade tanto nas operações de espessamento quanto nas de secagem.

No condicionamento químico o objetivo básico da adição de compostos químicos ao lodo é provocar ou facilitar a formação de flocos, ou seja, a formação de uma partícula sólida de diâmetro aparente relativamente grande pelo agrupamento de grande número de partículas de menor diâmetro aparente (em geral em torno de uma partícula base, denominada “núcleo de floculação”, que no caso da adição de polímero pode ser uma molécula do próprio polímero). Com isto se consegue facilitar muito a separação sólidos/líquido tanto nas operações de espessamento quanto nas de desaguamento, ou secagem.



Embora a cal seja um dos produtos químicos utilizados no condicionamento dos lodos, é importante distinguir esta adição de cal daquela utilizada na estabilização química, cujas funções são absolutamente distintas. Enquanto, no condicionamento, a cal age como coadjuvante no processo de coagulação (agregação de partículas), na establilização sua função é elevar o pH até um nível capaz de inibir o metabolismo dos microrganismos.

Grande parte das partículas sólidas que formam a suspensão constituinte do lodo são de pequeno diâmetro aparente, hidratadas e portadoras de cargas eletrostáticas (quase sempre negativas). Tais propriedades, ligadas tanto à composição química quanto à estrutura superficial das partículas, dificultam a separação sólidos/líquido, inibindo tanto o espessamento quanto a secagem. O lodo se comporta como uma suspensão coloidal estável onde a separação sólidos/líquido se faz com grande dificuldade. A função dos compostos químicos adicionados ao lodo no condicionamento é desestabilizar, ou "quebrar", esta suspensão coloidal.

Isto feito, a ação dos coagulantes sobre as cargas elétricas superficiais das partículas faz com que partículas pequenas se agrupem entre si e com as partículas maiores, formando partículas de maior tamanho e reduzindo bastante o número relativo das pequenas partículas.

Este fato facilita a separação de duas maneiras distintas. Nas operações de espessamento, o incremento no diâmetro aparente das partículas aumenta os interstícios entre partículas facilitando o escoamento do líquido. Nas operações de desaguamento ou secagem, além desta ação, à medida que as partículas se aninham umas contra as outras, as poucas partículas de menor diâmetro passam a preencher os interstícios, gerando assim a chamada "torta de lodo",

Figura 9-26 - Reservatórios de cloreto férrico

Os compostos químicos utilizados podem ser:

- coagulantes - em geral, são os mesmos classicamente adotados como auxiliares na decantação: cal, cloreto férrico, sulfato de alumínio, etc. Atuam sobre as cargas elétricas que circundam as partículas em suspensão, permitindo que a força de atração entre as partículas (atração de Van de Waals) predomine sobre a força de repulsão (potencial Zeta), aglomerando pequenas partículas em flocos maiores;
- polieletrólitos - são compostos orgânicos cujas moléculas, extremamente longas e complexas, agem através da neutralização das cargas superficiais de minúsculas partículas em

suspensão, formando elos entre elas que se comportam como núcleos de floculação e agregando, em flocos, um grande número de pequenas partículas.

Os íons metálicos polivalentes (férrico, ferroso ou alumínio) dos produtos químicos inorgânicos, na presença de água, se hidrolisam para formar produtos complexos polinucleares que atuam como coagulantes.

A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra os reservatórios de Cloreto Férrico da ETE Pavuna, Rio de Janeiro-RJ. São tanques de grande porte que, devido à forte ação corrosiva do cloreto férrico (Cl_3Fe), são fabricados com material resistente à corrosão (no caso, fibra de vidro). Evidentemente, quando se usa cloreto férrico como coagulante, o mesmo cuidado tem que ser tomado em relação a tubulações, bombas, registros e demais acessórios que entre em contato com o produto.

A utilização da cal hidratada, nas operações de condicionamento químico (pois ela também é usada na chamada "estabilização química", mas não como coagulante) é sempre feita em conjunto com adição de sais metálicos (na grande maioria das vezes, cloreto férrico). Neste caso ela atua para ajustar o pH e melhorar a filtrabilidade da suspensão.

Figura 9-27 - Silo de cal

A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra o silo de cal virgem e o tanque de hidratação da ETE Barueri, SP, onde a cal é usada como coadjuvante da coagulação na operação de condicionamento químico do lodo a ser encaminhado ao filtro prensa.

Os flocos formados, seja pela coagulação química, seja pela utilização de polieletrólitos, resultam na formação de "tortas" de baixa resistência à filtragem durante as operações de secagem artificial.

Importante

Existem técnicas de laboratório destinadas a determinar o tipo e a dosagem ótima de aditivos químicos. Entretanto, com o uso cada vez mais amplo de técnicas de tratamento de lodo que exigem o condicionamento químico e a consequente abundância de tipos de aditivo disponíveis, o mais aconselhável é o teste direto em instalações piloto.

Nos últimos anos as tecnologias utilizadas para remoção de umidade do lodo empregando dispositivos mecânicos (tanto para espessamento quanto para secagem) evoluíram significativamente, o que colaborou para a disseminação do uso de tais equipamentos. Como a maior parte deles adota condicionamento químico com o emprego de polímero, o uso deste produto tem se tornado corriqueiro nas ETEs, principalmente nas de grande porte.

Dependendo do fabricante, da distância de transporte e de fatores econômicos, o polímero pode ser recebido na ETE em pó, em barra (veja, na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, o polímero como fornecido à ETE Point Loma, San Diego, CA/USA) ou sob a forma de emulsão altamente concentrada. Em todos os casos é necessária alguma preparação antes de sua aplicação ao lodo (ou ao esgoto, como no caso do processo de tratamento primário quimicamente aprimorado – TPQA ou CEPT - discutido no Item 3.2.1.2).

Figura 9-28- Polímero em barra

Esta preparação implica estocagem do produto bruto na ETE, dissolução em água e repouso (ou "cura"), com o objetivo de fornecer tempo suficiente para a abertura completa da cadeia orgânica da molécula do polímero.

Figura 9-29 - Polímero em emulsão

A emulsão é fornecida com teores de ativos do polímero na faixa de 25% a 50% (recomendada pela NBR 12.209). Para ser aplicada, deve ser antes diluída até concentrações na ordem de 5% a 10% em equipamentos como o usado na ETE Pavuna, RJ, mostrado na **Erro! Fonte de referência não encontrada.** onde se vê no alto o tambor onde a emulsão é fornecida e, abaixo dele, o tanque de pré-umectação com misturador (ver motor à direita) onde é feita a primeira diluição.

Para ser aplicado ao lodo ou esgoto esta solução deve ser dissolvida em água para uma proporção volumétrica situada entre 0,1% e 0,5% em tanques semelhantes aos mostrados na **Erro! Fonte de referência não encontrada.** utilizados na ETE Pavuna, RJ. Isto feito, a solução deve permanecer em repouso por um período mínimo de 15 minutos (conforme sugerido pela NBR 12.209; preferivelmente cerca de meia hora) e somente então encaminhada à corrente de lodo com o uso de bombas dosadoras.

Figura 9-30 - Tanques de dissolução de polímero

Por esta razão em geral são utilizados dois tanques em paralelo: enquanto um deles prepara a solução e, em seguida, permanece em repouso, o outro fornece a solução para ser aplicada no processo.

A solução de polímero é então bombeada até encontrar a corrente de lodo ou esgoto ao qual será aplicada. Isto é feito com bombas dosadoras de precisão, geralmente do tipo deslocamento positivo, dotadas de medidores de vazão como a mostrada na **Erro! Fonte de referência não encontrada.** utilizada na ETE Pavuna. RJ.

Alguns equipamentos, como o espessador de tambor rotativo, requerem um tanque de floculação onde o lodo permanece por algum tempo em agitação suave após receber o polímero. Outros, como os flotadores a ar dissolvido, dispensam este tanque e, neste caso, a solução de polímero é aplicada diretamente na tubulação afluente. Neste último caso a aplicação deve ser feita em um ponto da tubulação tal que o próprio turbilhonamento no interior do conduto promova a mistura do lodo com a solução do polímero antes que penetrem no equipamento. Se isto não for possível a NBR 12.209 recomenda a instalação de dispositivo de mistura, que pode ser estático ou dinâmico.

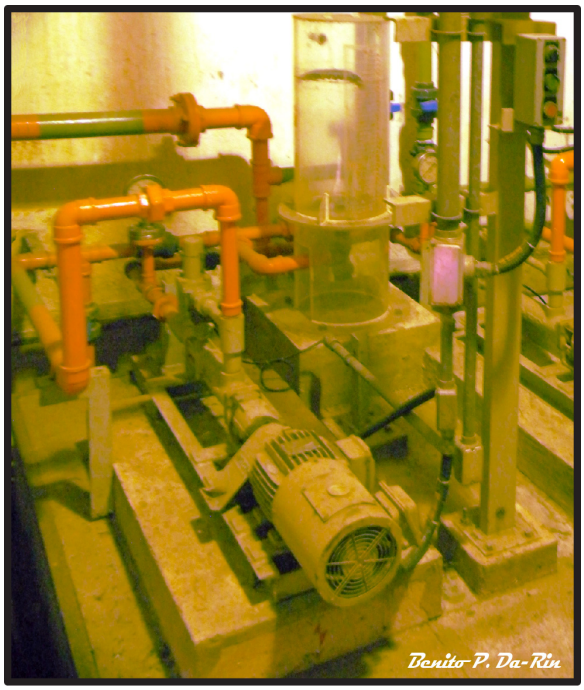


Figura 9-31- Bomba dosadora de polímero

Em qualquer caso o sistema de dosagem e aplicação de polímero deve dispor de medidores de vazão com totalizador, tanto nas tubulações de transporte de solução de polímero quanto nas de transporte de lodo e, por exigência da NBR 12.209, controlador lógico programável (PLC) que assegure a aplicação de polímero na dosagem desejada.

9.2.2.3 Condicionamento térmico

O condicionamento térmico do lodo (não confundir com estabilização térmica, abordada no item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**) tem por objetivo específico a remoção de patogênicos do lodo, uma operação que adquiriu especial importância depois que a legislação ambiental dos EUA estabeleceu normas que visam privilegiar a utilização do lodo de esgoto convenientemente tratado como condicionador de solos. Tais normas incluíram a divisão do lodo em duas grandes categorias ou classes, lodo "Classe A" e "Classe B". A diferença essencial entre ambas é que o lodo "Classe A" é submetido a um tratamento específico visando a redução de microrganismos patogênicos até níveis não detectáveis. E uma das formas mais utilizadas para produzir este tipo de lodo é justamente o condicionamento térmico.

A forma mais comum de promover o condicionamento térmico é a pasteurização, uma técnica que consiste na elevação da temperatura do lodo até uma faixa situada entre 65 ºC e 75 ºC, manutenção desta temperatura por cerca de uma hora seguida de uma súbita redução até cerca de 30 ºC.

Os equipamentos modernos de condicionamento térmico promovem a pasteurização em dispositivos de operação contínua. Neles o lodo é bombeado continuamente, primeiro através de um trocador de calor para preaquecimento (até cerca de 45 ºC) e em seguida através do reator, onde permanece por cerca de 30 minutos, passando em seguida por uma unidade de recuperação de calor, que além de reduzir rapidamente a temperatura do lodo, funciona como fornecedor de calor para a fase de pré-aquecimento.

Desta forma, é possível reduzir a concentração de coliformes para valores inferiores a 10^3 coli/100ml. A **Erro! Fonte de referência não encontrada.**mostra duas instalações de condicionamento químico de lodo. A imagem da esquerda na ETE Achéres, Paris/FR e, a da direita, um equipamento de fabricação Inproheat usado na ETE de Monticello, ES.

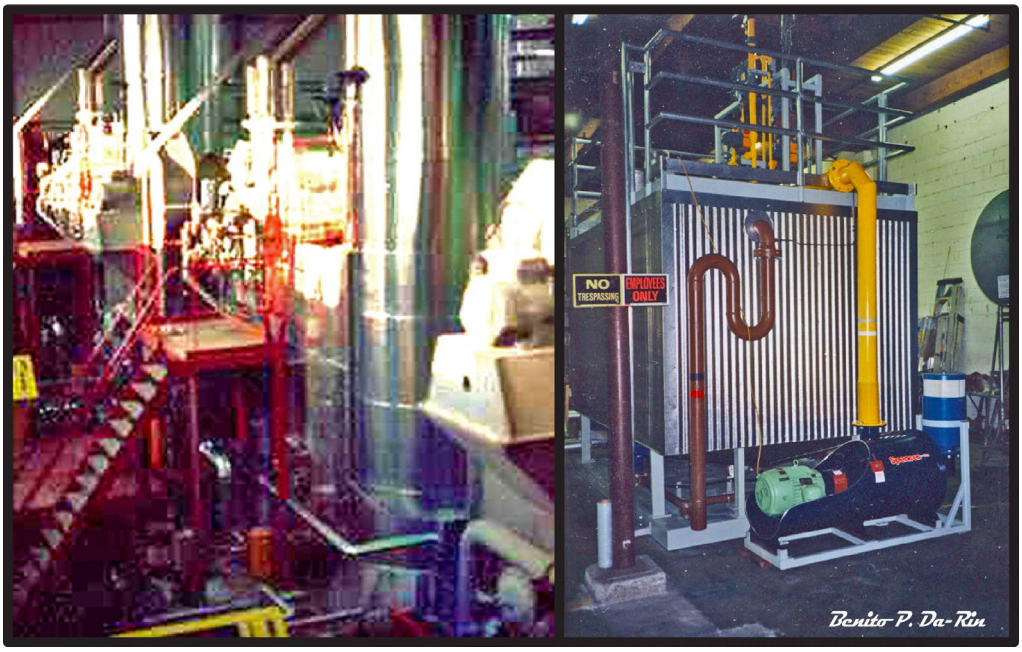
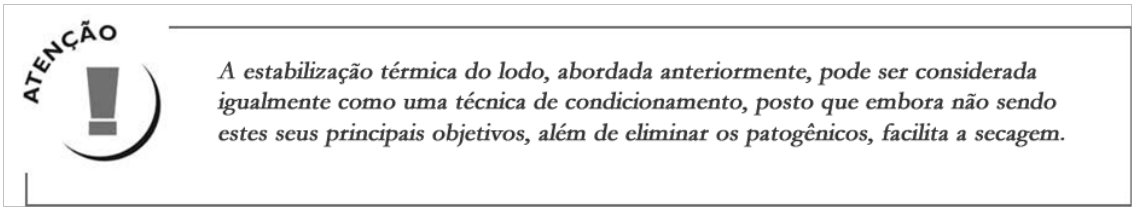


Figura 9-32- Condicionamento térmico do lodo

A pasteurização é muito eficiente e, com as exigências cada vez mais abrangentes de uso do lodo Classe A, tem sido cada vez mais utilizada.



A estabilização térmica do lodo, abordada anteriormente, pode ser considerada igualmente como uma técnica de condicionamento, posto que embora não sendo estes seus principais objetivos, além de eliminar os patogênicos, facilita a secagem.

A NBR 12.209 não aborda esta técnica.

9.2.3 Secagem ou desaguamento

O desaguamento ou secagem é empregado para reduzir o teor de umidade do lodo até um ponto em que ele não possa mais ser transportado por escoamento em tubulações e passa a se comportar como um material sólido. Sua finalidade é reduzir o volume do lodo, a fim de facilitar o transporte, adequá-lo a certos métodos de disposição final, como aterro sanitário e permitir que seja incinerado diretamente.

Alguns autores consideram que há uma diferença entre os termos “desaguamento” e “secagem”. Para estes, o termo “secagem” deve ser usado quando o lodo apresenta uma consistência sólida, podendo ser manuseado e pulverizado para espalhamento no terreno. Para isto é necessário que a água seja

removida até que o teor de sólidos do "lodo seco" seja igual ou superior a 30%. Isto corresponde a 70% de umidade, o que parece indicar que ainda restou muita água e não caberia se referir a este lodo como "seco". No entanto esta impressão é enganosa. Por exemplo: um lodo com 40% de sólidos (ou 60% de umidade), que pode ser obtido ao submeter o lodo líquido à prensagem mecânica (nos equipamentos denominados "filtros- prensa") adquire uma consistência semelhante a um tijolo que dificilmente pode ser fragmentado com as mãos.

Já segundo estes mesmos autores, o termo "desaguamento" deve ser usado quando a água é removida até que o lodo resultante apresente um teor de sólidos superior a 18% ou pouco mais que isso. Nestas condições o lodo se apresenta com uma consistência plástica, semelhante à de uma massa de modelar que se deforme com facilidade. Outros autores consideram que os termos "desaguamento" e "secagem" são intercambiáveis – e assim serão tratados aqui.

Já o termo "desidratação", embora também signifique a remoção de água, deve ser evitado por sugerir uma remoção total (ou quase) da água, o que não se consegue com os processos usuais de desaguamento ou secagem.

A remoção de água do lodo pode ser obtida por meio natural ou mecânico.

9.2.3.1 Secagem natural

Entre todos os métodos utilizados para remoção da umidade do lodo, a secagem natural é o mais antigo. Ela se processa em unidades de tratamento operadas em batelada, tanques rasos de piso drenante denominados leitos de secagem. A operação consiste em descarregar certa quantidade de lodo úmido sobre a superfície do leito e aguardar que parte da água intersticial seja drenada pelo fundo e parte seja evaporada com a ajuda das ações naturais do vento e do sol. Quando o lodo for considerado suficientemente seco e estiver em condições de ser removido, procede-se à retirada do material, seja manualmente, seja – mais raramente – com a ajuda de equipamentos mecânicos.

O ciclo de operação depende fundamentalmente das condições climáticas da região. Inicialmente – em geral nas primeiras 24 a 48 horas – toda a água intersticial livre atravessa a camada do lodo e é drenada pelo fundo da unidade. A partir daí a secagem se dá quase exclusivamente pela ação natural de evaporação, acelerada pela ação dos ventos e do sol quando o ambiente é favorável. À medida que o lodo perde água, não somente a camada de lodo se torna menos espessa como também – em um período de poucos dias – sua superfície começa a "rachar", expondo o interior da camada (ver imagem da esquerda da Figura 9-33). Em geral, após pouco mais de uma e menos de três semanas, o lodo estará em condições de ser removido. Para um operador minimamente experimentado é desnecessário realizar qualquer análise de laboratório para determinar se o lodo já está suficientemente seco: basta examinar a superfície da camada de lodo. Ele estará em condições de ser removido quando apresentar um aspecto semelhante ao da imagem da esquerda da **Erro! Fonte de referência não encontrada.**.

Figura 9-33 - Aspecto do lodo seco e LS da ETE Achéres

Um lodo que apresenta este aspecto tem um teor de sólidos da ordem de 30% a 40% e pode facilmente ser removido do leito manualmente, com a ajuda de pás e carrinhos de mão (que, para não danificar a camada de tijolos do fundo, devem ser movimentados sobre tábuas de pinho, do tipo usado para a confecção de formas para concreto, estendidas sobre o piso). Feita a remoção, é efetuada a limpeza das juntas entre os tijolos (que dever ser regularmente espaçados no piso do leito) e em seguida as juntas são refeitas espalhando-se areia por varrição em todo o piso, que estará então preparado para receber nova descarga.

Há casos em que, seja por seu tamanho, seja por decisão do projetista, a limpeza do leito de secagem é feita recorrendo a equipamentos mecânicos tipo trator de caçamba ou similar. A imagem da direita da **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra os leitos de secagem utilizados na ETE Achéres – Paris/FR nos quais (percebe-se pelo aspecto do leito da esquerda) se realiza a limpeza mecanizada. São leitos de grande porte. Na verdade, muito grande porte: a largura é próxima dos 20m, mas a extensão é de cerca de 1 km. Para permitir a limpeza mecanizada, o piso do leito é constituído de uma camada simples de areia, sem a camada de recobrimento de tijolos. Como se vê na imagem, o leito da esquerda está limpo, aguardando nova descarga de lodo, enquanto seus vizinhos acabaram de receber lodo úmido.

Conforme a NBR 12.209 o piso do leito de secagem deve ser formado por tijolos maciços com juntas de 2 cm a 3 cm tomadas com areia, assentados sobre uma camada de areia de mesma granulometria (diâmetro efetivo de 0,3 mm a 1,2 mm e coeficiente de uniformidade igual ou inferior a 5) com espessura de 5 cm a 15 cm que por sua vez se assenta sobre camada de brita 1 e 2 com espessura de 10 cm a 15 cm, disposta sobre nova camada de brita 3 e 4 com espessura de 10 cm a 30 cm, tudo isto apoiado sobre uma camada suporte de espessura variável de pedra de mão, como mostra o diagrama esquemático da **Erro! Fonte de referência não encontrada.**.

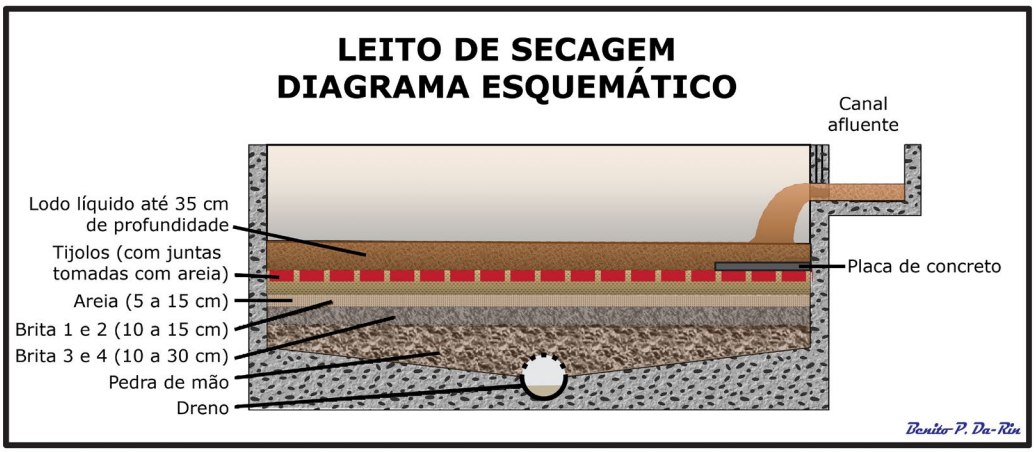


Figura 9-34 - Leito de secagem - esquema

Estas camadas são assentadas no interior de um tanque de concreto de fundo inclinado impermeável que permite que o líquido drenado escorra até um tubo central, perfurado, de onde é removido do leito e encaminhado à entrada da ETE (por Norma).

Conforme recomendação da NBR 12.209 a altura da camada de lodo descarregada sobre o leito de secagem não deve exceder 35 cm. A área total de leitos de secagem deve ser subdividida em tanques individuais (segundo a NBR 12.209, pelo menos dois) e as dimensões em planta destes tanques devem ser tais que em nenhuma hipótese o lodo seco tenha que ser transportado manualmente por mais de 10 m durante a limpeza. A área situada imediatamente abaixo do local onde o lodo é descarregado para o leito deve ser protegida com placa de concreto e as paredes verticais do leito de secagem devem se estender por 0,5 m a 1,0 m acima do piso de tijolos.

Importante

Para as condições médias vigentes no Brasil, pode-se avaliar o período de secagem nos leitos em cerca de 20 dias a 25 dias.

A secagem natural exige estabilização prévia: lodos crus não secam com facilidade e tendem a entrar em decomposição nos leitos, gerando problemas sanitários e estéticos seríssimos. Os leitos têm o inconveniente de exigir o emprego de muita mão-de-obra para remoção do lodo seco, além de ocupar uma área extremamente grande se comparados aos processos que recorrem à secagem mecânica. Entretanto apresentam enormes vantagens. Não é por acaso que, em todo o mundo, há milhares de instalações de tratamento de pequeno, médio e grande porte utilizando apenas a digestão anaeróbia seguida de secagem natural e a utilização do lodo seco como condicionador do solo.

9.2.3.2 Secagem artificial ou mecânica

Quando há carência de área para a utilização da secagem natural, custo de mão-de-obra elevado ou condições climáticas inadequadas, pode-se adotar a secagem artificial, que é feita em filtros a vácuo, filtros prensa, filtros de esteira, centrífugas, contentores geotêxteis ou secagem térmica. Em todos os casos são utilizadas unidades mecânicas de custo inicial elevado, com operação e manutenção cara e trabalhosa, que exigem o condicionamento prévio do lodo. Em contrapartida a área ocupada é

irrisória se comparada à dos leitos de secagem. Além disso, a secagem artificial não depende das condições climáticas, exige menos mão-de-obra (embora mais especializada) e pode receber lodo cru ou estabilizado, variando-se apenas a dosagem de condicionante químico.

9.2.3.2.1 Filtros a vácuo

Um filtro a vácuo consiste em um cilindro metálico revestido por uma tela ou lona filtrante que gira parcialmente imerso em um tanque que contém lodo úmido, previamente submetido a condicionamento químico (que é exigido para este tipo de equipamento). O trecho do interior do cilindro próximo a sua superfície é dividido radialmente em câmaras que se estendem por todo o comprimento do cilindro. As câmaras se conectam através de tubulações independentes a uma peça circular denominada "placa de válvulas" contendo um conjunto de embocaduras que gira com o tambor. Esta peça, por sua vez, se movimenta em firme contato com uma segunda peça circular, fixa, formada por três câmaras externas. Em uma delas se faz um vácuo intenso. Na segunda, a menor das três, injeta-se ar comprimido. E a terceira é aberta para o exterior, mantendo-se na pressão atmosférica. Quando o movimento do tambor faz com que uma das tubulações que comunicam as câmaras com a placa de válvulas passe em frente a uma destas câmaras externas, as pressões entre a câmara do tambor, sua tubulação e a câmara externa se equalizam.

Examinemos o que ocorre com as câmaras, individualmente. Vamos começar a acompanhar uma delas quando o movimento giratório do tambor faz com que ela penetre no tanque de lodo e a lona que a reveste entra em contato com o lodo úmido (posição 1 da **Erro! Fonte de referência não encontrada.**). Exatamente neste momento, por efeito do movimento giratório do tambor, o tubo que liga esta câmara à placa de válvulas se conecta à câmara externa onde há forte vácuo e diz-se que a câmara entrou na "zona de sucção". O resultado disto é que uma forte sucção se manifesta no interior da câmara que faz contato com o lodo, tendendo a sugar o lodo para seu interior através da lona. Como as partículas não conseguem atravessar a lona, apenas o líquido intersticial é sugado para dentro da câmara, de onde escoa pelo tubo para a câmara externa de vácuo e é encaminhado para a entrada da ETE. As partículas permanecem aderidas à lona e formam a torta de lodo, o que faz com que este trecho em que a lona permanece imersa seja denominado de "zona de formação da torta". Na medida que o tambor continua girando, o lodo vai se acumulando em frente à câmara enquanto esta permanece abaixo do nível de lodo no tanque de lodo e a camada de lodo do lado externo do tambor (ou seja, a torta de lodo) aumenta de espessura.

Quando o movimento do tambor faz com que a câmara deixe a zona de formação da torta, sua tubulação permanece em contato com a câmara externa de vácuo e a sucção continua sendo aplicada. Por efeito desta sucção, não apenas o líquido intersticial continua sendo sugado para o interior do tambor como também há uma acomodação de partículas na torta de lodo, com as partículas menores se intrometendo nos interstícios e praticamente vedando a superfície externa da torta. Isto permite que uma grande quantidade de líquido seja removida da torta. Esta zona denomina-se "zona de secagem da torta" e prossegue até que a câmara se aproxime do ponto 2 da **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, pouco antes que a lona seja afastada do tambor.

Quando a câmara atinge este ponto a extremidade oposta de sua tubulação perde contato com a câmara externa de vácuo e faz contato com a câmara de ar comprimido. Isto faz com que a pressão no interior da câmara seja bem maior que a atmosférica, fazendo com que o ar atravesse a lona e "descole" a torta da lona. Esta é a zona de ar comprimido, a mais curta.

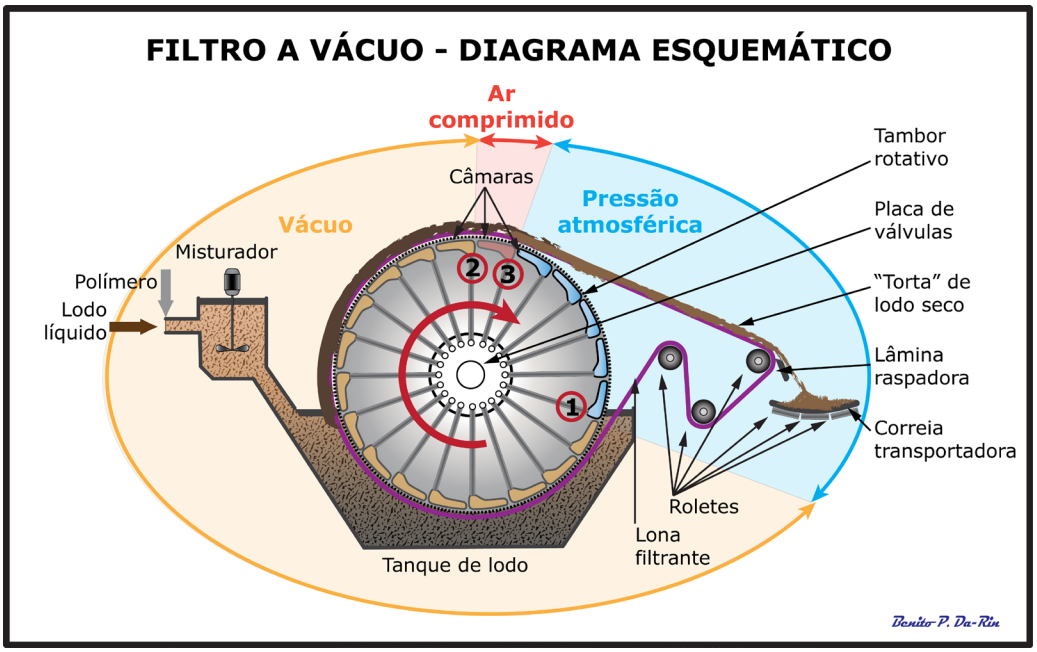


Figura 9-35 - Filtro a vácuo - diagrama esquemático

Isto porque, em virtude da disposição dos roletes que mantêm a lona esticada, no momento em que a câmara alcança o ponto 3 da **Erro! Fonte de referência não encontrada.** a lona se afasta do cilindro. Neste ponto não há mais necessidade de vácuo ou pressão, de modo que a tubulação que liga a câmara à placa de válvulas entra em contato com o compartimento em que se manifesta a pressão atmosférica, assim se mantendo até atingir novamente o ponto 1.

Tudo isto, naturalmente, ocorre com todas as câmaras, sucessivamente, de modo que enquanto elas estão mergulhadas no lodo forma-se a torta na superfície externa da lona, depois que elas deixam o tanque de lodo o vácuo continua a sugar o líquido secando a torta, imediatamente antes de que a lona se separe do tambor recebem um fluxo de ar comprimido e em seguida são expostas à pressão atmosférica até que voltem a mergulhar no lodo.

Figura 9-36 - Filtro a vácuo – ETE SSW Chicago/EUA

A lona, esticada pelos roletes, continua transportando a torta até que uma lâmina raspadora em contato com ela faça com que a torta se solte dela e caia sobre uma correia transportadora que remove o lodo seco e o encaminha ao destino final ou a tratamento subsequente.

A **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, foto tomada na ETE SSW de Chicago, EUA, ilustra o funcionamento do filtro a vácuo.

O lodo seco em filtros à vácuo pode se apresentar com até 30% de sólidos, dependendo dos seguintes fatores:

- meio filtrante;
- tipo de lodo;
- tipo e dosagem do condicionante químico utilizado.

Filtros a vácuo foram muito populares há alguns anos. Sua tecnologia, no entanto, não evoluiu com a mesma rapidez que a empregada nos demais dispositivos mecânicos de desaguamento de lodo, o que fez que caísse praticamente em desuso. Tanto é assim que a NBR 12.209 não aborda esta técnica.

9.2.3.2.2 Filtros prensa

O filtro prensa para secagem de lodos é um equipamento concebido para ser operado em batelada.

Ele é constituído de um conjunto de placas móveis com molduras salientes e superfície totalmente cobertas por ranhuras verticais e um grande orifício no centro, que atravessa a placa. Cada placa tem ambas as faces revestidas com uma lona de material filtrante que, no entanto, não recobre o orifício. Para receber o lodo, as molduras encostam umas nas outras e permanecem fortemente comprimidas por ação de uma prensa hidráulica.

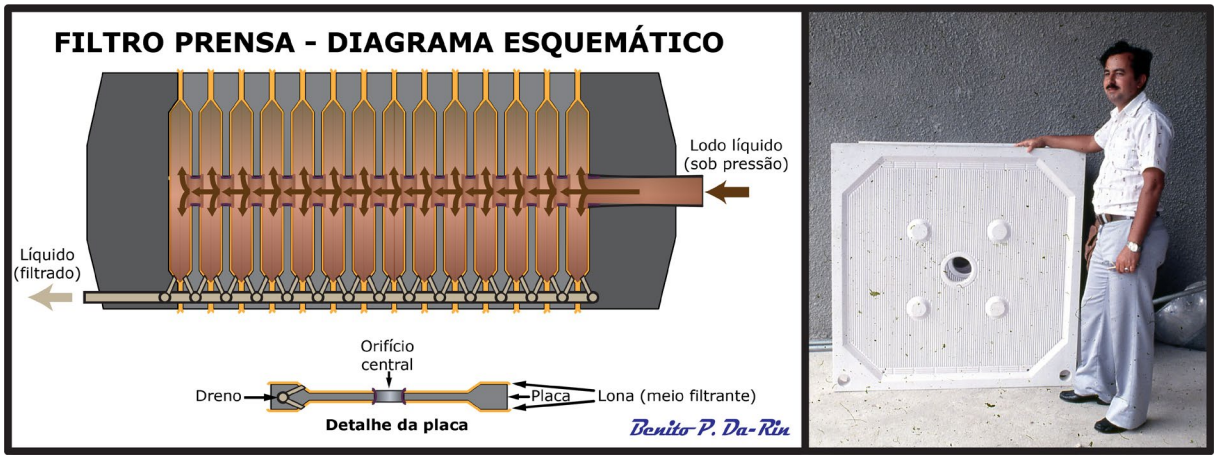


Figura 9-37 Filtro Prensa - Diagrama esquemático

O aspecto é o exibido na imagem da esquerda da **Erro! Fonte de referência não encontrada.**. Repare que devido à saliência das bordas ou molduras das placas (de 1,5 cm a 5cm, dependendo das dimensões da placa), quando as placas são justapostas, forma-se um espaço vazio, uma câmara de lodo entre cada duas placas. Cada câmara é revestida nas duas faces pela lona filtrante (que está presa nas placas, como mostra o detalhe da placa na parte inferior da figura) e se comunica com as câmaras vizinhas pelo orifício central. A última placa (a da esquerda, na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**) não tem orifício central e forma uma câmara fechada. A primeira placa (à da direita)

recebe o lodo líquido bombeado em alta pressão pelo orifício central. Este lodo foi, necessariamente (por exigência da NBR 12.209), submetido a gradeamento fino e condicionado quimicamente.

O resultado disso é que, ao ser bombeado para o interior da primeira câmara, o lodo tende a enchê-la e passar para a câmara seguinte pelo orifício central, continuando assim até que todas as câmaras estejam completamente cheias de lodo.

Note que a prensa que comprime as placas o faz com uma pressão gigantesca, superior a 300 kgf/cm^2. Esta pressão empurra as molduras das placas umas contra as outras com tal força que impede qualquer vazamento na superfície de contato entre as bordas. Considerando-se o nome "filtro prensa", a tendência natural é achar que é esta pressão, aplicada sobre as molduras, que expulsa o líquido do interior da unidade. Mas não é. Ela serve apenas para impedir que o líquido vaze entre as placas. O que expulsa o líquido é a pressão com que o lodo é bombeado para o interior das câmaras, da ordem de 15 kgf/cm^2 a 60 kgf/cm^2, dependendo da capacidade do filtro.

Este bombeamento é feito por bombas de deslocamento positivo ou qualquer outro tipo de bomba capaz de atingir as elevadas pressões necessárias. Quando as câmaras estão completamente cheias, a bomba continua em ação. Como o lodo não pode vazar entre as molduras e as partículas sólidas não podem atravessar as lonas filtrantes que recobrem as placas, o líquido intersticial atravessa a lona, escorre pelas ranhuras verticais das placas situadas por detrás da lona, é encaminhado para um dreno formado pela justaposição de orifícios situados um em frente ao outro, em um dos cantos inferiores de cada placa (veja o aspecto da placa na imagem da direita da Figura 9-32) e verte para fora da unidade, sendo encaminhado para a entrada da ETE (também por exigência da NBR 12.209).

No início de cada batelada, logo após as câmaras se encherem de lodo, a vazão de líquido intersticial drenado é igual à vazão nominal da bomba de lodo, ou seja, todo o volume bombeado para o interior do filtro sai dele sob a forma de filtrado. Mas naturalmente isto não pode continuar indefinidamente, posto que as câmaras entre as placas vão paulatinamente se enchendo de partículas sólidas, formando a torta de lodo que aumenta a perda de carga no interior do filtro, o que força a redução da vazão de lodo bombeada. Isto se manifesta na redução da vazão de líquido drenado. Quando esta vazão cessa, terminou a batelada e cessa o bombeamento. Todas as câmaras estão completamente cheias de lodo seco, que deve ser removido.

A duração do ciclo (preparo, bombeamento e limpeza) pode se estender de 60 min a 180 min dependendo da capacidade do filtro, tipo do lodo e dosagens e tipo de coagulante adotado.

Nos primórdios da utilização dos filtros prensa esta remoção se fazia manualmente. A bomba de lodo era desligada, assim como a prensa hidráulica que mantinha as placas juntas, liberando uma das extremidades. Operadores, então, munidos de pás especiais, afastavam as placas umas das outras, individualmente, e raspavam o lodo do interior de cada câmara (filtros prensa costumam ser instalados em um piso ou estrutura mais elevado que o nível do solo, de modo que ao se afastar as placas a torta de lodo cai em uma caçamba adrede colocada sob o filtro). As lonas eram então lavadas com um jato de água em alta pressão, as placas voltavam a ser comprimidas pela prensa hidráulica e iniciava-se outra batelada. Os primeiros filtros prensa utilizados na ETE Penha, RJ, em 1979 (posteriormente substituídos por centrífugas) eram assim operados.

O grande emprego de mão de obra exigido pela limpeza manual, o fato de ser o processo necessariamente operado em batelada e as dimensões relativamente pequenas das placas fizeram com que o filtro prensa fosse pouco usado. No entanto, ele apresenta diversas vantagens. A maior delas é que, sem sombra de dúvidas, se trata do dispositivo de secagem mecânica capaz de fornecer a torta com maior teor de sólidos. Um teor que, dependendo dos parâmetros operacionais, tipo de lodo

e dosagem de coagulantes, chega sem dificuldade a 45% e pode alcançar valores ainda mais altos (na ETE Penha conseguiu-se tortas com 65% de sólidos, um material de consistência tão rígida que era difícil de ser quebrado manualmente). Além disso, dentre os processos disponíveis, é o que oferece o líquido removido de melhor qualidade e a maior recuperação de sólidos, além de não exigir dosagens excessivas de coagulantes (filtros prensa não se dão bem com polieletrólitos; preferem uma mistura de cloreto férrico e cal hidratada ou cal hidratada pura; resultados muito bons são obtidos com dosagens de 5% a 7,5% de $FeCl_3$ e 10% a 15% de cal hidratada, porcentagens referidas aos sólidos secos do lodo).

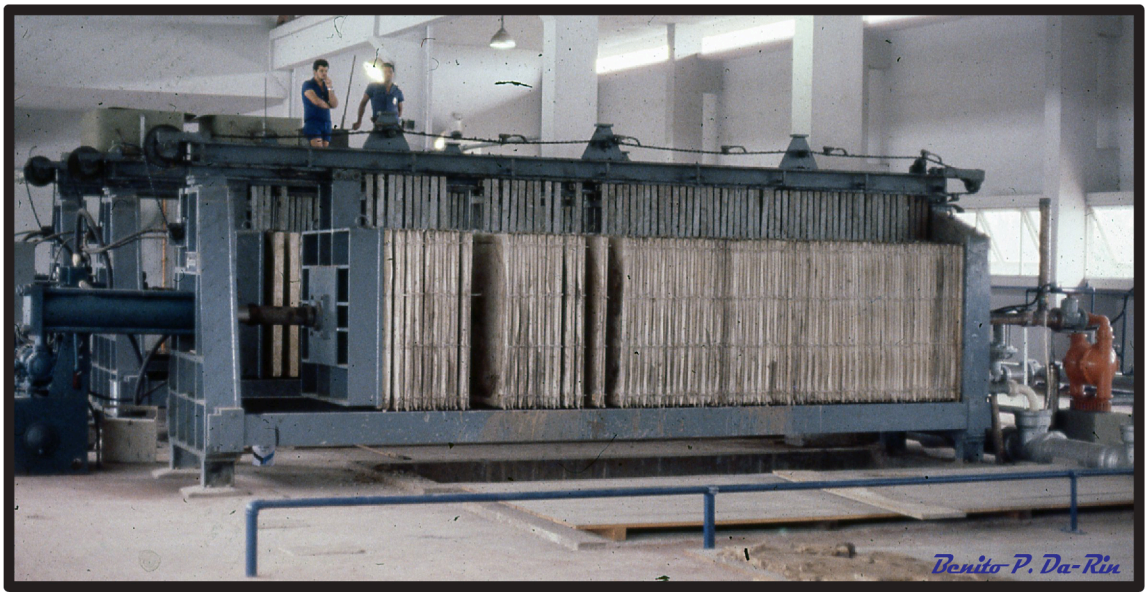
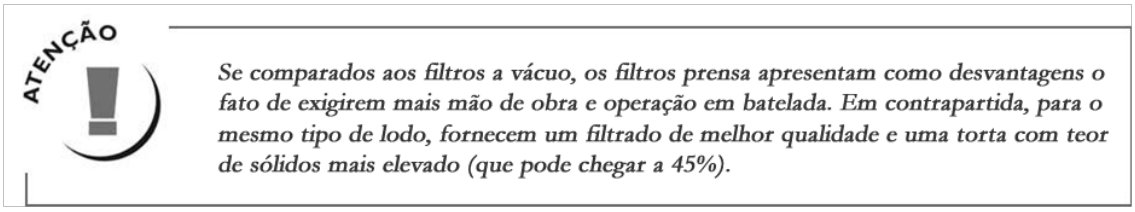


Figura 9-38 - Filtro Prensa

Os filtros prensa modernos continuam operando em batelada (esta é uma característica do processo), mas graças a rápidos progressos tecnológicos, sobretudo no que toca à automação (eliminando a necessidade da remoção manual da torta) e ao aumento do tamanho das placas (hoje já há no mercado placas medindo 2,5m x 2,5m) este tipo de equipamento vem tendo crescente aceitação. Na unidade exibida na Figura 9-38, repare na peça situada em torno e acima do conjunto. Trata-se de uma ponte móvel dotada de um gancho metálico que, terminada a batelada, se desloca ao longo de todo o filtro separando cada placa das demais para desprender a torta.



Segundo a NBR 12.209, filtros prensa devem ser empregados apenas para a secagem de lodo estabilizado. A duração do ciclo, um dos principais dados necessários para dimensionamento, deve ser fornecida, sob garantia, pelo fabricante da unidade. Ainda segundo a NBR 12.209, quando o filtro prensa receber lodo primário previamente digerido anaerobiamente, o teor de sólidos a ser

considerado na torta para fins de projeto deve se situar entre 30% a 45%. Quando receber lodo misto digerido anaerobiamente, se situará entre 25% e 40% e quando o lodo tiver sido submetido a digestão aeróbia, entre 20% e 25%. A massa dos reagentes adicionados deve ser considerada no cálculo da massa de torta produzida e o lodo bombeado para o filtro deve provir de um tanque de alimentação devidamente homogeneizado.

9.2.3.2.3 Filtro de esteira

Um filtro de esteira é constituído de duas esteiras tipo "correia sem-fim" que se movimentam continuamente tracionadas por um sistema de motor e rolos dotados de engrenagens e tensionadas por um sistema hidráulico. As esteiras são feitas de material filtrante (as modernas, de poliéster). Em um trecho do trajeto elas são comprimidas uma contra a outra por um conjunto de roletes metálicos. O lodo úmido, previamente condicionado quimicamente com polímeros em um tanque de alimentação homogeneizado (exigido pela NBR 12.209), é despejado em uma das extremidades do conjunto, percorre todo o trecho em que as esteiras são comprimidas e deixa a unidade pela extremidade oposta. Um diagrama esquemático simplificado – porém funcionalmente completo – de uma unidade de filtro de esteira é mostrado na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**.

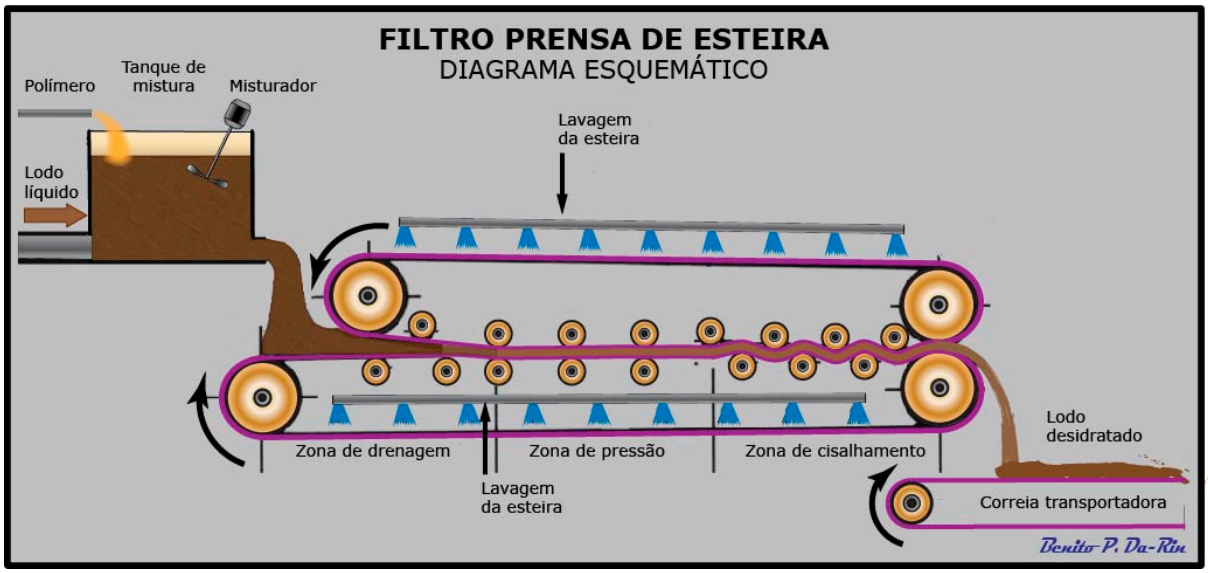


Figura 9-39 - Filtro de esteira - diagrama esquemático

A remoção da umidade do lodo se dá por efeito de diferentes ações. O trecho inicial da esteira, que recebe o lodo, denomina-se "zona de drenagem". Nele, o lodo úmido é transportado apenas por uma das esteiras e a remoção de parte do líquido intersticial se faz obedecendo aos mesmos princípios examinados no item **Erro! Fonte de referência não encontrada.** referente às mesas de esteira já que, neste trecho, o comportamento de ambas as unidades é idêntico.

Em seguida o lodo passa para o trecho em que as duas esteiras são simplesmente comprimidas uma contra a outra e entra na chamada "zona de pressão". Nela, parte do líquido intersticial remanescente é expulso do lodo devido à compressão que ambas as esteiras aplicam sobre a torta que então começa a se formar.

À medida que a torta perde líquido, as partículas de menor diâmetro penetram nos interstícios formados pelas partículas maiores, o que tende a dificultar a remoção do restante do líquido. Isto

impede que se consiga remover líquido adicional simplesmente pelo efeito da pressão. Por isto, a partir de um determinado ponto, os roletes que comprimem as correias passam a fazê-lo de forma a que o lodo percorra um trajeto mais sinuoso. O efeito disto é fazer com que as superfícies das duas correias se desloquem longitudinalmente uma em relação a outra, o que aplica um efeito de cisalhamento na torta de lodo. Este efeito força o movimento relativo entre as partículas da torta, atuando no sentido de expulsar o líquido, fazendo-o escorrer entre as partículas, o que promove uma remoção adicional.

A torta de lodo deixa a unidade caindo sobre uma esteira transportadora que a encaminha ao destino final ou tratamento subsequente e jatos de água são aplicados sobre ambas as esteiras para prepara-las para receber nova carga de lodo.

Se comparados aos filtros prensa examinados no tópico anterior (Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**), os filtros de esteira apresentam duas vantagens consideráveis: sua operação pode ser contínua (normalmente recebem lodo continuamente durante um turno de operação, geralmente o diurno) e utilizam polieletrólitos para o condicionamento químico (que oferece vantagens em relação à mistura de cloreto férrico e cal usados pelos filtros prensa: a quantidade necessária é menor – tipicamente de 4 g/kg a 6 g/kg de sólidos secos no lodo – são mais simples de aplicar e resultam em uma operação muito mais "limpa", além de não implicarem o aumento da massa de sólidos do lodo).

Por outro lado, como desvantagem, produzem uma torta com teor de umidade consideravelmente maior que o da torta produzida pelos filtros prensa e uma recuperação de sólidos bem menor.

Com efeito, a NBR 12.209 sugere considerar, para efeito de projeto, uma recuperação de sólidos situada entre 85% e 95% e um teor de sólidos na torta de lodo entre 17% e 25% quando a unidade recebe lodo primário digerido anaerobiamente, entre 15% e 20% quando se tratar de lodo misto digerido anaerobiamente e apenas de 13% a 20% quando se tratar de lodo digerido aerobiamente (a NBR 12.209 recomenda que este tipo de unidade receba apenas lodo estabilizado e obrigatoriamente condicionado com a adição de polímeros).

Figura 9-40 - Modelos de filtros de esteira

A tecnologia aplicada a filtros de esteira tem acompanhado a evolução sofrida pelos equipamentos e unidades de secagem mecânica de lodo (com exceção dos filtros a vácuo). Esta evolução tem permitido alcançar não apenas teores de sólidos mais elevados na torta (que, não obstante as limitações impostas pela NBR 12.209, dependendo do tipo de lodo e das características operacionais pode chegar aos 35%) como taxas de aplicação mais altas (o parâmetro de dimensionamento deste

tipo de unidade é a taxa de aplicação de sólidos secos por metro linear da largura da esteira, expressa em kg SST/m.h e cujo valor – que deve ser fornecido sob garantia pelo fabricante – pode superar os 500 kg/m.h). Mas a maior evolução se deu no trajeto das correias, estendendo significativamente o comprimento da zona de cisalhamento, como se pode ver na **Erro! Fonte de referência não encontrada.** obtida no catálogo da Andritz.

Como ocorre com os demais processos de secagem mecânica de lodo e por exigência da NBR 12.209, o efluente líquido dos filtros de esteira deve ser encaminhado à entrada da ETE e a carga correspondente considerada no dimensionamento.

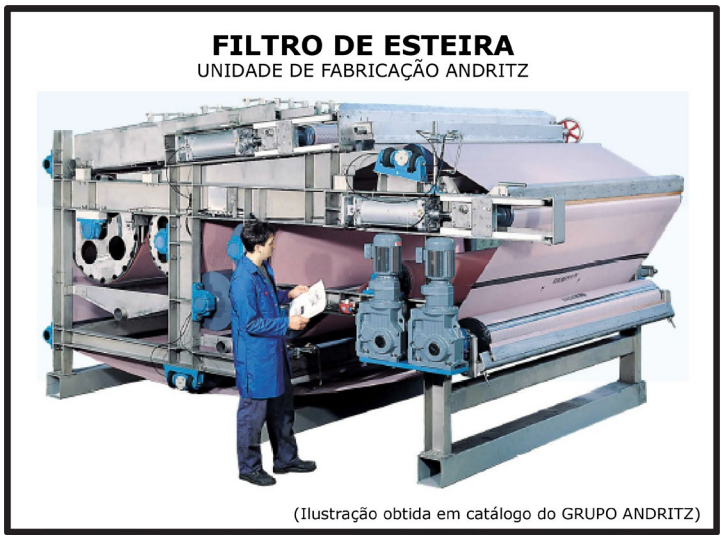


Figura 9-41 - Unidade de filtro de esteira

A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra o aspecto de uma unidade de filtro de esteira, obtida do mesmo catálogo do fabricante Andritz.

9.2.3.2.4 Centrifugação

Como mencionado no Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.** quando foi abordado o espessamento do lodo por centrifugação, as centrífugas usadas para este fim e para desaguamento são praticamente idênticas, variando-se apenas os parâmetros operacionais.

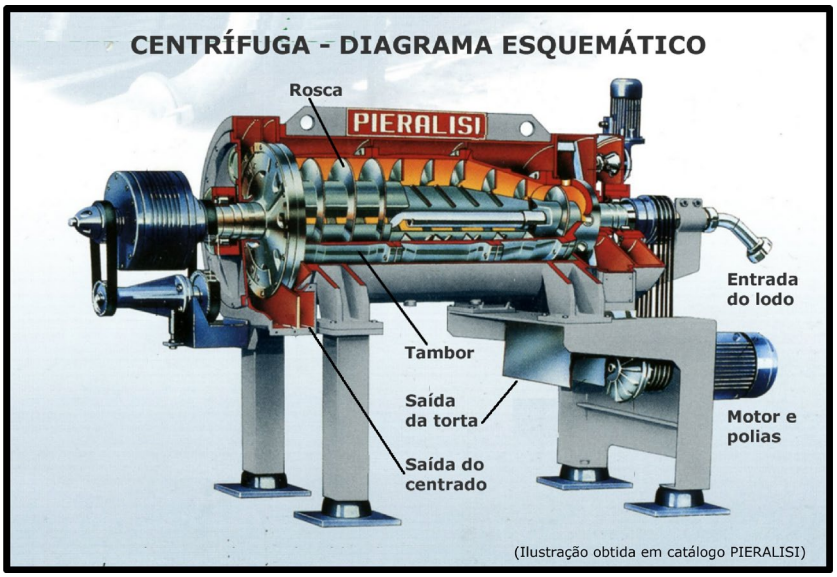


Figura 9-42 – Centrífuga para secagem de lodo

A Figura 9-42, obtida de material publicitário do fabricante, mostra o diagrama de uma centrífuga utilizada para secagem de lodo. A NBR 12.209 recomenda que, quando empregadas para este fim, as centrífugas o sejam apenas para lodo digerido, aceitando porém seu uso para secagem de lodo cru caso este lodo venha a ser submetido posteriormente à estabilização química, como é justamente o caso da ETE Pavuna, RJ, onde o excesso de lodo biológico é submetido a espessamento por centrifugação, misturado ao lodo primário cru e este lodo misto encaminhado para secagem em um conjunto de centrífugas de grande porte (uma delas exibida na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**) de onde o lodo seco é encaminhado para estabilização química (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**). Em qualquer caso a NBR 12.209 exige o condicionamento químico prévio por adição de polímeros.

Os dados necessários para dimensionamento da centrífuga para desaguamento de lodo são massa de sólidos introduzida no equipamento na unidade de tempo (kg SST/h) e vazão de lodo líquido afluente. Como centrífugas são, sempre, equipamentos fornecidos diretamente pelo fabricante, tais valores devem ser fornecidos pelo fabricante da unidade sob garantia, conforme recomenda a NBR 12.209.

Figura 9-43 - Centrifuga para secagem de lodo - ETE Pavuna

A NBR 12.209 sugere ainda considerar, para efeito de projeto de centrífuga para desaguamento de lodo, uma recuperação de sólidos situada entre 90% e 95% e um teor de sólidos na torta de lodo entre 18% e 30% quando a unidade recebe lodo primário digerido anaerobiamente, entre 15% e 20% quando se tratar de lodo misto digerido anaerobiamente e apenas de 15% a 20% quando se tratar de lodo digerido aerobiamente. Caso a unidade venha a receber lodo cru (não estabilizado), o teor de sólidos admissível na torta se situa entre 25% e 30% para lodo primário e entre 15% e 20% para lodo secundário ou lodo misto.

Também no caso das centrífugas, a exemplo dos demais processos mecânicos de remoção da umidade de lodo e por exigência da NBR 12.209, o efluente líquido das unidades deve ser encaminhado à entrada da ETE e a carga correspondente considerada no dimensionamento.

9.2.3.2.5 Contentores Geotêxteis

Geotêxteis são materiais têxteis de fibra natural ou artificial desenvolvidos para utilização em aplicações geotécnicas como contenções de áreas sob risco de erosão ou deslizamento, retenção de solo com passagem de líquido através do material, drenagem e outras atividades relativas a obras civis de terraplanagem, construções viárias e similares. Recentemente passaram a ser utilizados no tratamento de lodos. A **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, obtida no catálogo da fabricante Tencate Geotube, mostra um destes tubos recebendo lodo de esgotos pela mangueira que se vê sobre ele, e drenando o líquido intersticial.

Figura 9-44 - Tubos geotêxteis secando lodo de esgotos

Contentores geotêxteis são tubos de tecido geotêxtil de alta resistência (geralmente fabricados com fibras de prolipopileno) usados para remoção de água de materiais com alto conteúdo de umidade, como é o caso típico do lodo de esgotos.

Em geral os tubos de grandes dimensões (da ordem de dezenas de metros) são simplesmente dispostos sobre um terreno adrede preparado, suficientemente compactado para resistir ao peso do tubo cheio e dotado de drenos para escoar o líquido filtrado através do tecido. Cada tubo dispõe de uma entrada onde é ligada a mangueira através do qual o lodo é bombeado para seu interior.

Figura 9-45 - Tubos geotêxteis - fases de utilização

Sua utilização para secagem de lodo de esgotos se dá em três fases (ver **Erro! Fonte de referência não encontrada.**). A primeira consiste no simples bombeamento do lodo previamente condicionado mediante a adição de polieletrólitos (condição obrigatória por recomendação da NBR 12.209) para o interior do tubo, que vai se enchendo aos poucos de lodo úmido. Com o tubo cheio – e mesmo antes disso – tem início a segunda fase, durante a qual o líquido intersticial começa a atravessar o tecido, enquanto o material sólido, mesmo as partículas de muito pequenas dimensões, permanecem retidas no interior do contentor. Mais que isso: na medida que o líquido é drenado, as partículas tendem a coagular e aglutinar, o que facilita ainda mais a remoção do filtrado. Segundo um dos fabricantes, nesta fase são capturados e retidos cerca de 99% dos sólidos constituintes do lodo.

Ao final da segunda fase inicia-se a fase de consolidação, durante a qual é drenado todo o líquido possível de ser removido pelo sistema. O resultado é um material de consistência sólida, com teores de umidade bastante baixos, que pode ser retirado e descarregado em aterros sanitários ou simplesmente deixado no local indefinidamente.

Figura 9-46 - Tubos geotêxteis utilizados no Canal da Ilha do Fundão. RJ

A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra um conjunto de tubos geotêxteis utilizados na Ilha do Fundão, RJ, para acumular e secar lodo retirado do canal inteiramente assoreado que separa aquela ilha do continente durante a execução dos serviços de recuperação do referido canal.

A vantagem do processo é a total ausência de equipamentos mecânicos (exceto, naturalmente, os utilizados para bombeamento e adição de solução de polímero), manutenção baixa e operação extremamente simples, produzindo um filtrado de boa qualidade (redução de DBO na faixa de 80% a 90%) que deve ser retornado ao início da ETE (também por exigência da NBR 12,209). A desvantagem é a necessidade de transportar todo o lodo acumulado durante longos períodos (da ordem de anos) em intervalos relativamente curtos para o destino final – ou a manutenção por tempo indefinido dos tubos cheios no local, ocupando área da ETE.

9.2.3.2.6 Secagem térmica

A secagem térmica consiste na remoção de água do lodo por evaporação provocada pela aplicação de calor. Trata-se de fato de uma "secagem" na acepção corrente do termo, ou seja, o resultado final é um lodo no qual não se percebe resíduo de umidade e apresenta a aparência de um material "seco".

Este efeito é conseguido reduzindo-se o teor de água para a faixa situada entre 5% e 20%, o que corresponde a um teor de sólidos situado entre 80% e 95%, ou seja, um lodo isento de água para todos os fins práticos. Entretanto deve-se notar que, embora bons secadores térmicos possam produzir lodo seco com até 95% de teor de sólidos, para fins de projeto a NBR 12.209 recomenda que o teor considerado se situe ente 60% e 90%.

O dispositivo de secagem térmica mais comum no Brasil é o secador tipo tambor rotativo cujo diagrama esquemático é mostrado na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**.

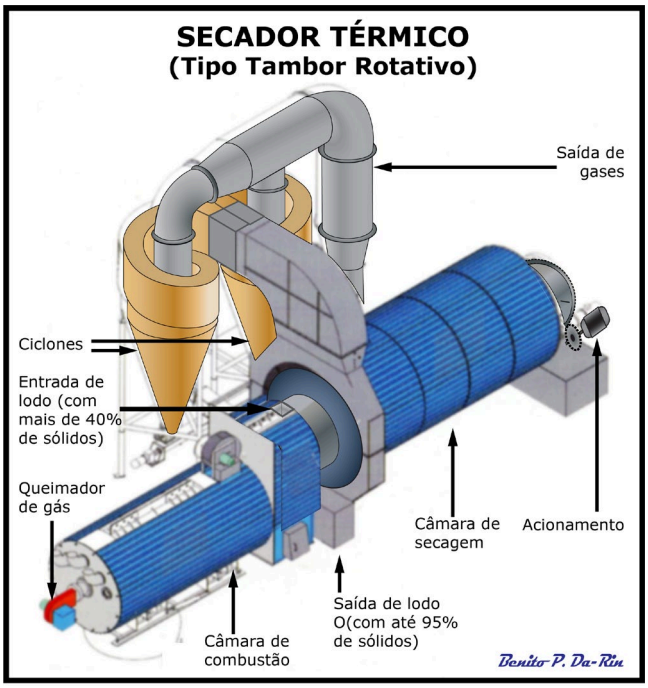


Figura 9-47 - Secador térmico tipo tambor rotativo

Para lograr uma redução tão grande de umidade o dispositivo de secagem deve ser alimentado com lodo previamente seco (por exigência da NBR 12.209). Idealmente os teores de sólidos no lodo fornecido devem ser superiores a 40%. Como a maioria dos equipamentos de secagem de lodo não consegue produzir lodo seco com teores de sólidos assim tão altos, pode-se apelar para o alvitre de misturar o lodo desaguado fornecido ao dispositivo (por exemplo: com 25% de sólidos como o tipicamente produzido por uma centrífuga) com o lodo seco gerado pela própria unidade de secagem térmica.

O calor a ser aplicado à secadora térmica é gerado pela queima de um produto combustível. Em geral este combustível é gás natural. Em instalações nas quais o lodo é digerido anaerobiamente, pode-se usar o próprio gás produzido no digestor (o que é recomendado pela NBR 12.209).

O combustível queimado na câmara de combustão gera uma corrente de ar e gases aquecidos até cerca de 500 ºC que passa para a câmara de secagem, juntamente com o lodo seco cuja alimentação é feita entre estas duas câmaras. No interior da câmara de secagem há um tambor giratório que movimenta o lodo, expondo-o aos gases quentes, o que provoca a evaporação da quase totalidade da água intersticial. O consumo de calor devido à evaporação da água provoca uma redução da temperatura do lodo seco para menos de 100 ºC, na qual é removido da unidade. Os gases, por sua vez, são utilizados para pré-aquecer o lodo introduzido na secadora e, em seguida, atravessam um sistema de tratamento de gases com o objetivo de remover odores e partículas em suspensão para evitar a transferência de poluição para a atmosfera (exigido pela NBR 12.209, que determina ainda que o líquido drenado dos secadores seja retornado à entrada da ETE).

O lodo seco é um material inerte, de baixíssimo teor de umidade, absolutamente isento de patogênicos e com um volume da ordem de 10% do lodo que alimentou a secadora (ou seja: a redução de volume é da ordem de 90%).

Por outro lado, o custo do equipamento de secagem é elevado e, dependendo da fonte de calor utilizada, os custos operacionais também podem ser significativos, o que recomenda que um cuidadoso estudo de viabilidade econômica seja feito antes de adotar esta solução.

Figura 9-48 - Secadora térmica

Os parâmetros de dimensionamento deste tipo de unidade são a taxa de aplicação de sólidos, ou seja, a massa de sólidos secos fornecido na unidade de tempo, expressa em kg SST/h, o volume de lodo fornecido na unidade de tempo, expresso em m^3/h, os teores de sólidos exigido no lodo fornecido e desejado no lodo produzido, o tipo de lodo, a fonte de calor e a taxa de consumo de energia (térmica e elétrica) expressa em Kcal/L de água removida. Todos eles devem ser fornecidos pelo fabricante sob garantia.

A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra a secadora térmica instalada na ETE Pavuna, RJ.

9.3 Disposição final

A disposição final do lodo deve ser feita de forma a satisfazer os seguintes requisitos:

- não poluir o ar ou a água;
- ser economicamente viável e legalmente admissível;
- conservar a matéria orgânica para reutilização (reciclagem);
- ser uma solução permanente.

Nem sempre é possível preencher todos os requisitos citados. A incineração, por exemplo, satisfaz o quarto requisito e pode igualmente satisfazer o primeiro e o segundo (se tomados os cuidados convenientes), porém não atende o terceiro. O lançamento do lodo em minas abandonadas ou o preenchimento de cavidades do terreno pode satisfazer os dois primeiros, mas não o último nem, necessariamente, o terceiro. Portanto, é preciso escolher uma solução capaz de atender de forma satisfatória o maior número possível de requisitos – porém sempre tendo em mente que os dois primeiros são obrigatórios.

O tratamento de despejos é uma atividade voltada especificamente para o controle da poluição; por isso, não é admissível que ela possa gerar subatividades contrárias ao seu próprio objetivo. Assim,

qualquer que seja o método empregado para a disposição final dos lodos, devem ser tomadas precauções que impeçam agressões ao ambiente e à saúde do homem e dos animais.

Já foi mencionado que a disposição final do lodo pode ser feita na atmosfera, em corpos líquidos e no solo. O destino final na atmosfera é efetuado quando se usa a incineração e, neste caso, as precauções devem se voltar principalmente para a emissão de gases e partículas visando controlar a poluição do ar. Caso o destino final seja em corpos líquidos, deve-se evitar prejuízo aos usos benéficos de suas águas, controlando a poluição hídrica. Finalmente, se adotada a disposição final no solo, deve-se prevenir a emissão de gases e maus odores, a poluição das águas superficiais e do subsolo, além da contaminação de colheitas e do próprio solo.

9.3.1 Disposição final na atmosfera

Os sólidos presentes no lodo cru ou digerido são constituídos, principalmente, de matéria orgânica. Quando submetidos à remoção de umidade até um grau suficiente, podem ser levados à combustão, gerando uma quantidade extremamente pequena de resíduo inerte. Tanto o lodo digerido quanto o lodo cru podem sustentar a própria queima sem necessidade da adição de combustíveis, dependendo apenas de seu teor de umidade. Assim, quanto mais eficiente o processo de remoção de umidade, mais econômica será a incineração.

Importante

Quando incinerado, o poder calorífico do lodo deve ser suficiente para fornecer energia necessária à eliminação completa da água remanescente.

O poder calorífico do lodo varia grandemente em função de sua origem, tipo, condicionamento e composição, havendo fórmulas empíricas que fornecem seu valor aproximado baseadas seja na composição do lodo, seja no conteúdo de sólidos voláteis, seja na dosagem de coagulantes utilizados nos processos de condicionamento. Sempre que se pretende incinerar lodo, o seu poder calorífico deve ser determinado experimentalmente. Em geral o poder calorífico do lodo cru em relação à massa de sólidos secos se situa em torno de 4.500 cal/g e do lodo digerido em cerca de 2.500 cal/g.

Observação

Deve-se atentar para uma diferença fundamental entre o processo de incineração de lodos aqui examinado e a secagem térmica discutida no Item Erro! Fonte de referência não encontrada.*. Enquanto esta última visa exclusivamente reduzir o teor de umidade do lodo, não afetando a massa de sólidos, a primeira visa reduzir drasticamente esta massa pelo processo de incineração, no qual os compostos orgânicos presentes no lodo são consumidos e gaseificados por combustão.*

A incineração de lodos pode ser feita em fornos de múltiplos estágios ou em fornalhas de leito fluidizado.

9.3.1.1 Fornalha de múltiplos estágios

A fornalha ou forno de múltiplos estágios consiste em uma estrutura cilíndrica, vertical, composta por vários estágios ou "andares" conforme mostra a **Erro! Fonte de referência não encontrada.**.

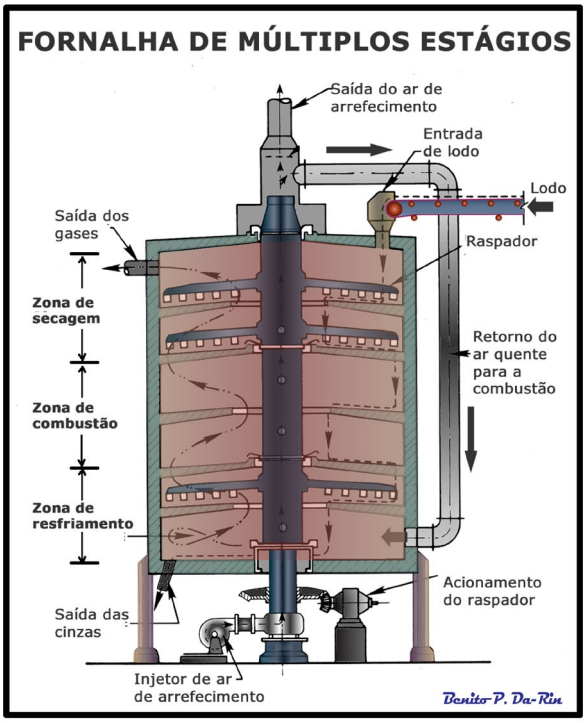
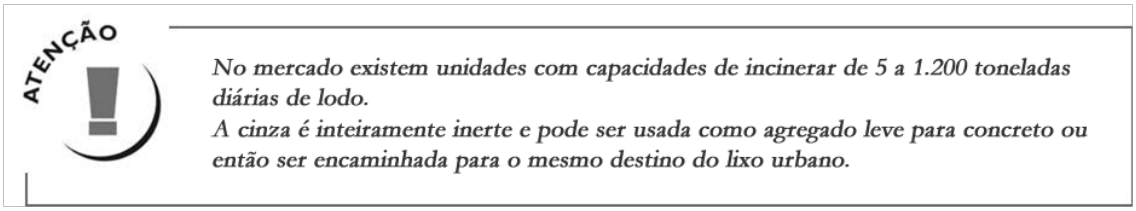


Figura 9-49 - Fornalha de múltiplos estágios

Funciona da seguinte forma:

- o lodo seco, com teor de umidade inferior a 70%, é introduzido no nível superior, na chamada "zona de secagem", e é empurrado sucessivamente por dispositivos mecânicos (raspadores) para os estágios inferiores; nesta zona se processa a vaporização da umidade no lodo que entra e o esfriamento dos gases que saem da fornalha;
- o ar pré-aquecido é introduzido no estágio inferior e flui de baixo para cima no interior da fornalha; parte do fluxo de ar (quente) é retornado do topo da fornalha para a base, visando reaproveitamento de energia térmica;
- os compostos voláteis do lodo entram em combustão nos estágios intermediários, a chamada "zona de combustão";
- nos estágios inferiores, ou "zona de resfriamento", são processadas a queima lenta dos compostos de difícil combustão e o arrefecimento das cinzas, que são retiradas por uma abertura inferior;
- a temperatura no interior da fornalha varia:
  - em torno dos 55ºC na zona de secagem;
  - de 900ºC a 1.000ºC na zona de combustão;
  - em torno dos 350ºC na zona de resfriamento.



9.3.1.2 Leito fluidizado

O leito fluidizado consiste em um recipiente de aço revestido internamente com material refratário que contém um leito de areia e um conjunto de injetores de ar que introduz na base da unidade um fluxo de ar suficiente para manter o conteúdo em um estado de suspensão de tal forma que a areia passa a ocupar o dobro de seu volume em repouso, formando o denominado leito fluidizado sobre o qual o lodo previamente seco é descarregado, eventualmente depois de passar por um trocador de calor que o aquece usando os gases quentes que deixam a unidade.

A temperatura no interior do leito é mantida em cerca de 800ºC pela própria queima do material volátil do lodo e, quando isto não é suficiente, pela injeção de um combustível adicional (geralmente gás natural ou, preferivelmente, o gás gerado na digestão anaeróbia do lodo, quando disponível). O oxigênio usado na combustão é obtido do ar injetado no sistema. A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra o diagrama esquemático de um reator de leito fluidizado para incineração de lodo.

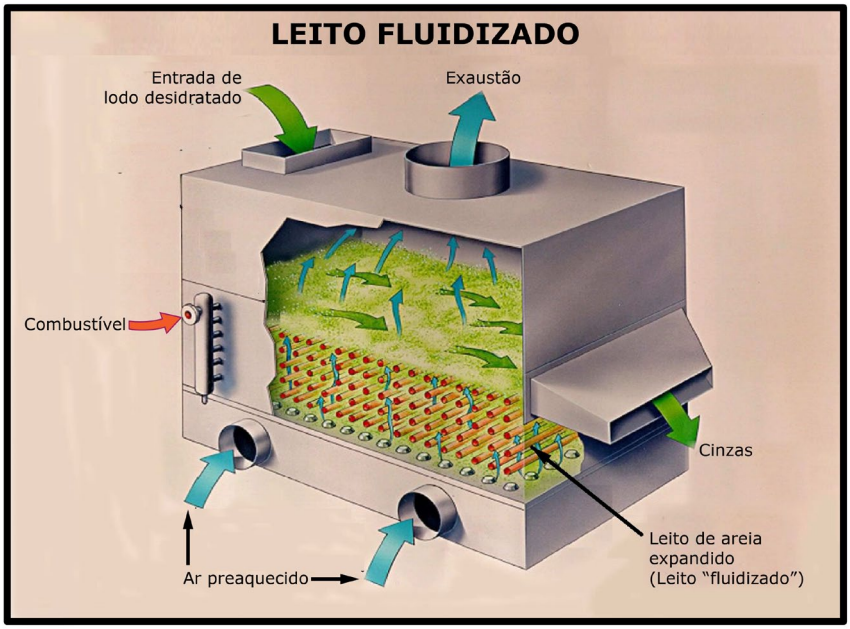


Figura 9-50 - Secagem em leito fluidizado

No interior do reator se processa tanto a remoção da umidade remanescente no lodo seco quanto a queima do material volátil. O fluxo de ar e de gases produzidos pela combustão do lodo é suficiente para manter o material em suspensão homogeneizado, tornando dispensável o uso de misturadores mecânicos.

Para evitar a poluição atmosférica o sistema deve ser dotado de dispositivos de controle de emissão de gases e partículas.

9.3.2 Disposição final em corpos líquidos

Em geral, o lançamento de lodo em corpos líquidos deve se restringir ao lançamento ao mar de lodo digerido e, ainda assim, sujeito às limitações da legislação pertinente. O lançamento de lodo cru deve ser evitado ou, se for inevitável, cercado de extremos cuidados e sob monitoramento permanente.

O lançamento deve ser feito em pontos do mar aberto em que ocorram correntes fortes, capazes de provocar a diluição rápida e a absorção do lodo pelo ambiente aquático. Deve ser evitado o lançamento ao mar, fora da plataforma continental, por meio de longas linhas de recalque que descarreguem a grande profundidade, pois o equilíbrio ecológico das águas profundas é extremamente frágil e a descarga de lodo pode ter efeitos desastrosos.

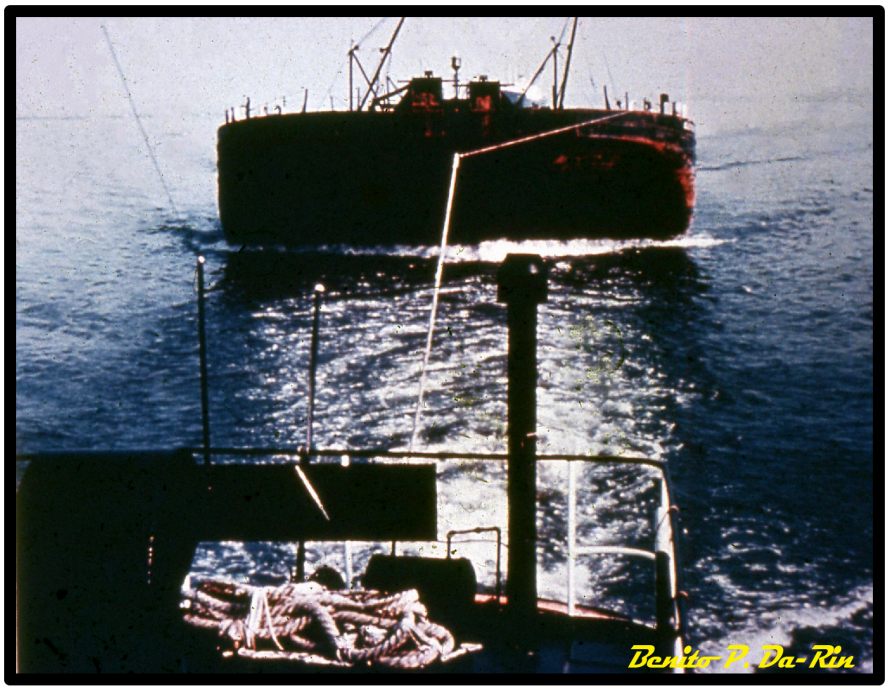


Figura 9-51 - Transporte de lodo em barcaça

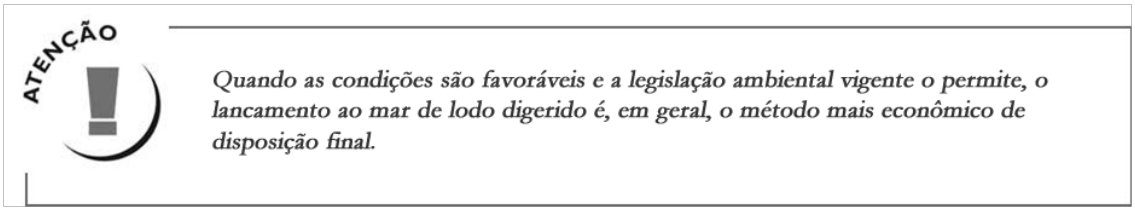
O lançamento ao mar pode ser feito por:

- tubulações submersas – o lodo é bombeado diretamente para a tubulação, após a digestão. Durante muitos anos a ETE Hyperion, em Los Angeles, EUA, dispôs desta forma o lodo digerido nela produzido até que a legislação federal americana proibiu este tipo de disposição final. O monitoramento do processo é feito através de inspeções frequentes. O dimensionamento do sistema deve ser feito de forma semelhante ao do lançamento submarino de esgotos, isto é, devem ser considerados os seguintes fatores:
  - a diluição inicial;
  - a dispersão oceânica;

- o decaimento bacteriano;
- as características das águas receptoras.

- barcaças – o lançamento deve ser feito em local previamente demarcado e submetido à inspeções frequentes, visando a monitorar o processo. Pode-se descarregar lodo líquido, transportado por embarcações denominadas "lameiras" ou, dependendo do custo do transporte em caso de lançamento à longa distância, o lodo pode ter sua umidade previamente removida (deve ser feito um balanço de custos entre o transporte do lodo úmido e os processos de remoção de umidade). Em geral um simples espessamento por gravidade é suficiente para minimizar os custos.

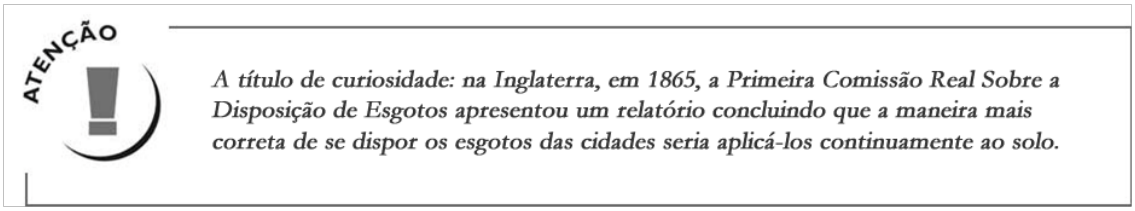
A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra a barcaça utilizada pelo Philadelphia Water Department para transportar o lodo gerado nas estações de tratamento da cidade de Philadelphia, EUA, ao longo do trecho final do Rio Delaware até o Oceano Atlântico, onde era descarregado enquanto a legislação o permitiu.



Quando as condições são favoráveis e a legislação ambiental vigente o permite, o lancamento ao mar de lodo digerido é, em geral, o método mais econômico de disposição final.

9.3.3 Disposição final no solo

O lançamento do lodo sobre o terreno é o processo mais antigo adotado pelo homem, e também o mais difundido. Talvez seja o mais racional no que se refere à utilização de recursos naturais. Isso porque o lodo tem a propriedade de atuar como fertilizante ao reciclar para o ambiente a matéria orgânica nele contida; logo, esse tipo de lançamento pode ser considerado ideal, do ponto de vista ecológico.



A título de curiosidade: na Inglaterra, em 1865, a Primeira Comissão Real Sobre a Disposição de Esgotos apresentou um relatório concluindo que a maneira mais correta de se dispor os esgotos das cidades seria aplicá-los continuamente ao solo.

Quando a disposição do lodo não tem a finalidade de aproveitá-lo como fertilizante, devem ser tomadas algumas precauções rudimentares no sentido de evitar danos à saúde humana, posto que são pequenos os riscos de contato com o lodo. Esse é o caso do lançamento em minas abandonadas ou cavidades do terreno em que se pretende, apenas, dar um destino ao resíduo constituído pelo lodo, ou seja, mantê-lo para sempre em um determinado local, conforme veremos no Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**.

9.3.3.1 Lançamento sobre o terreno: uso do lodo como condicionador de solo

Quando se pretende utilizar o lodo como condicionador ou recuperador de solos, o risco de contato direto ou indireto com o homem exige que sejam tomadas medidas de proteção, sobretudo no que concerne à possível presença de organismos patogênicos e metais pesados.

A disposição no terreno exige, na quase totalidade dos casos, a prévia estabilização do lodo, com a consequente redução das bactérias patogênicas. Entretanto, como o processo de digestão anaeróbia não reduz consideravelmente a concentração de vírus e ovos de helmintos e o número de bactérias remanescentes ainda é significativo, desaconselha-se o uso do lodo após simples digestão anaeróbia como condicionador de solo para cultivo de verduras e outros produtos que são ingeridos crus, ou em circunstâncias que propiciem a contaminação das águas subterrâneas. Nesses casos, é preciso adotar um método de tratamento que permita a eliminação de patogênicos, como o tratamento térmico, a pasteurização ou o tratamento químico com cal, cloro ou compostagem.

Observação

Atualmente, existem pesquisas em andamento propondo a desinfecção de lodos por irradiação com feixe de elétrons.

No caso do lançamento sobre o terreno, a remoção de umidade do lodo é opcional, pois visa exclusivamente a redução de volume para diminuir os custos do transporte. Caso o estudo dos custos a indique, a remoção de umidade pode ser feita das seguintes formas:

- um simples espessamento, quando o lodo for transportado até o destino por bombeamento ou caminhões tanques;
- secagem, quando o lodo for transportado por caminhões de carroceria aberta, carretas ou correias transportadoras.

O lodo estabilizado pode ser aplicado em quase todos os tipos de solo com significativo aumento da produtividade. Sua ação benéfica se dá por efeito da adição de matéria orgânica ao terreno. Porém, não deve ser considerado como "adubo", na acepção do termo, porque a proporção entre os teores de nitrogênio, fósforo e potássio não é a exigida para este fim, mas a presença de matéria orgânica, que não existe nos chamados "adubos químicos", faz com que o lodo, convenientemente tratado, funcione como um excelente condicionador de solos, sobretudo naqueles exauridos por sucessivas colheitas.

Importante

Tomando-se como referência o conteúdo de fósforo, o lodo proveniente do esgoto doméstico é, em geral, excessivamente rico em nitrogênio e muito pobre em potássio.

O método adotado para aplicação ao solo depende do teor de umidade do lodo a ser utilizado, isto é:

- com teores acima de 90% o lodo se apresenta sob a forma líquida e pode ser espargido sobre o terreno ou bombeado para o subsolo onde se infiltra. Pode ainda ser espalhado diretamente sobre o terreno por meio de caminhões-tanques especiais, também utilizados para o transporte;
- com teores abaixo de 70% o lodo pode ser pulverizado e espalhado sobre o terreno. Essa é a técnica mais difundida em todo o mundo; geralmente, utiliza lodo primário ou lodo misto, estabilizado em digestores anaeróbios e seco em leitos de secagem.

A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra um caminhão tanque usado para transporte e infiltração subsuperficial de lodo líquido. No momento da aplicação, o conjunto de arados situado na traseira do veículo é abaixado até penetrar no terreno e o lodo, bombeado através das tubulações que aparecem acima do arado, infiltra-se no solo. Após a passagem do caminhão os sulcos se fecham naturalmente e praticamente não se percebe a presença do lodo no terreno.

Figura 9-52 - Veículo para infiltração de lodo

Já a **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra o aspecto de um caminhão tanque usado para irrigação superficial com lodo líquido. Neste caso o lodo permanece sobre o terreno e há que tomar os devidos cuidados para evitar o contato de homens e animais. Também cuidados especiais devem cercar a eventual utilização da vegetação cultivada no terreno assim irrigado.

Figura 9-53 - Irrigação com lodo líquido

A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra o equipamento utilizado para espalhamento superficial de lodo previamente submetido a secagem. Também neste caso são requeridos os mesmos cuidados de ordem sanitária adotados quando se usa a aplicação superficial de lodo líquido.

Figura 9-54 - Espalhamento superficial de lodo seco

9.3.3.2 Lançamento sobre o terreno apenas como destino final do lodo

Embora a recuperação ou reciclagem da matéria orgânica presente no lodo seja desejável do ponto de vista ambiental, nem sempre o lançamento de lodo sobre o terreno visa este fim. Há casos em que tudo o que se pretende é dar um destino final ao lodo, ou seja, se livrar do resíduo sólido gerado na ETE. Este é o caso do lançamento em minas abandonadas ou cavidades do terreno ou ainda do uso de aterros sanitários.

9.3.3.2.1 Lançamento em minas abandonadas ou cavidades do terreno

Geralmente, o lançamento do lodo em cavidades do terreno ou minas abandonadas é feito após estabilização e remoção da umidade.

No caso de grandes cavidades artificiais abertas para a remoção de areia, saibro, ou aquelas provenientes da exploração de minas (geralmente de carvão) a céu aberto, pode-se considerar como um possível benefício a longo prazo a recuperação do terreno, ao menos do ponto de vista estético.

Por outro lado, esta técnica de destino final não deve ser considerada como solução permanente, pois a atividade deverá ser interrompida tão logo as cavidades venham a se encher completamente. Além disso, não promove a reciclagem da matéria orgânica.

Uma solução que pode ser bastante conveniente do ponto de vista econômico é o aproveitamento de cavidades ou minas existentes nas proximidades das estações de tratamento.

9.3.3.2.2 Lançamento em aterros sanitários

A disposição final em aterros sanitários exige que o lodo seja seco, embora não obrigatoriamente estabilizado. Entretanto, as dificuldades para secagem do lodo cru fazem com que, na maioria dos casos, o lodo lançado em aterros seja estabilizado.

Em geral, o aterro recebe lodo e outros resíduos sólidos e a técnica empregada é a mesma utilizada em aterros sanitários com lixo urbano.

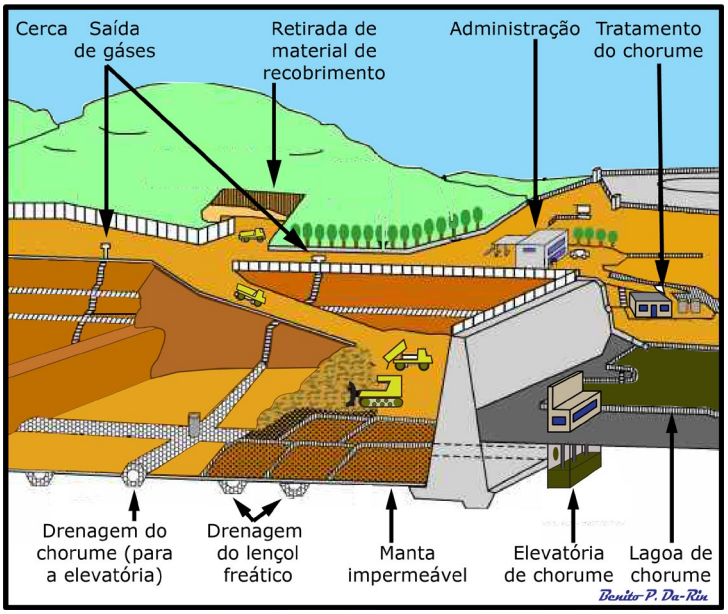


Figura 9-55 Aterro sanitário - diagrama esquemático

A **Erro! Fonte de referência não encontrada.** mostra o diagrama esquemático de um aterro sanitário, concebido para receber resíduos sólidos urbanos, que pode receber lodo de esgoto estabilizado e seco (em geral até teores de umidade inferiores a 65%).

Convém ressaltar que um aterro sanitário não é simplesmente um local onde se joga lixo e lodo. É uma obra de engenharia que apresenta razoável grau de complexidade.

O aterro é constituído de camadas sucessivas de lodo/lixo e material de recobrimento (terra recolhida das proximidades em jazida especialmente dedicada a este fim).

Sobre cada camada de lodo/lixo, após espalhamento com equipamento mecânico do mesmo tipo usado em terraplanagem, é lançado o material de recobrimento que, por sua vez, é espalhado e compactado. Somente então é lançada nova camada de lodo/lixo.

A base sobre a qual se erigirá o aterro deve ser impermeabilizada e dotada de drenos que levam o líquido percolado para fora do aterro. Este líquido se denomina “chorume” e apresenta elevadíssimo potencial poluidor do solo e das águas, devendo obrigatoriamente ser submetido a tratamento específico.

Observação

Decorridos cerca de 20 anos, após terminado o aterro, o terreno pode ser utilizado para a construção.

1. Anexo I: Remoção de Nitrogênio

Nesta unidade...

Presença de Nitrogênio nos esgotos
Métodos não Biológicos de Remoção de Nitrogênio
Remoção Biológica De Nitrogênio
Nitrificação Biológica
Desnitrificação Biológica

A-I

1.1. Presença de Nitrogênio nos esgotos

Nitrogênio (também conhecido como "Azoto"), símbolo N, é o sétimo elemento químico mais abundante na nossa galáxia. Em sua forma elementar se apresenta como um gás diatômico (N_2), incolor, inodoro e predominantemente inerte. A ligação entre os átomos que formam a molécula de nitrogênio gasoso é muito forte, mas uma vez rompida pode formar grande variedade de compostos devido à possibilidade assumir oito diferentes estados de oxidação ("valência"): de +5 a -3.

O Nitrogênio é o elemento químico não combinado mais comum do planeta, constituindo 78% da atmosfera terrestre (o restante é composto por 21% de Oxigênio e 1% de outros gases). É um elemento essencial para a vida: a proteína, constituinte básico de toda célula viva, é formada por um encadeamento de aminoácidos, cujo componente principal é o elemento nitrogênio ("amina" é uma classe de compostos de nitrogênio).

Alguns compostos de nitrogênio são poluentes dos corpos de água, onde chegam arrastados pelas águas de chuva, "*runoff*" de solos adubados e pastos, lançados com efluentes industriais (principalmente de indústrias químicas, petroquímicas e de alimentos) e, naturalmente, com os esgotos sanitários (um dos principais constituintes da ureia é o nitrogênio, que também está presente em diversos outros rejeitos lançados à rede de esgotos domésticos).

Evidentemente, considerada sua abundância, não é apenas nos corpos d'água e no ar atmosférico que se encontra nitrogênio na natureza. Pelo contrário: ele está presente também no solo e em todos os

organismos vivos, em constante transformação. Estas transformações naturais podem ser sintetizadas no denominado "Ciclo do Nitrogênio", representado graficamente na figura abaixo:

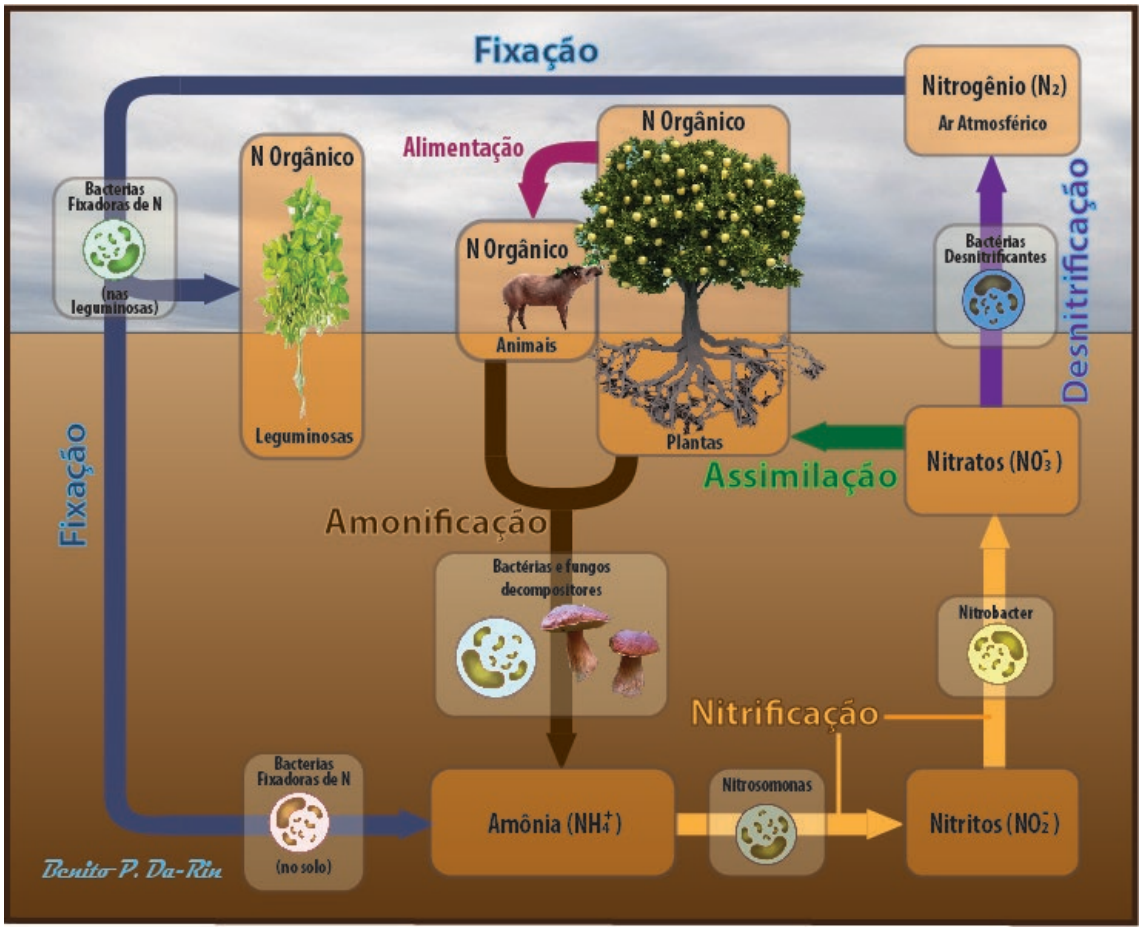


Figura A- 1 – Ciclo do Nitrogênio

As principais transformações por que passam os compostos de nitrogênio na natureza são: amonificação, assimilação, nitrificação, desnitrificação e fixação. Elas consistem de reações bioquímicas levadas a termo por organismos que consomem e transformam compostos de nitrogênio. Resumidamente, elas consistem nas ações abaixo descritas (ver Figura A- 1).

- **Fixação**: fixação biológica, ou seja, o uso do nitrogênio gasoso (N_2) existente na atmosfera ou no solo para produção bioquímica de compostos orgânicos nitrogenados (N—Orgânico) ou amônia (N—Amoniacal). É parte do metabolismo de certos organismos (bactérias fixadoras de N), como alguns gêneros de bactérias que se desenvolvem junto às raízes de plantas leguminosas (que atuam na síntese do material celular destas plantas) ou que existem no solo (e são responsáveis pela geração de compostos de N— Amoniacal). Há outras formas de fixação, como a industrial, realizada pelo homem nas fábricas de fertilizantes e explosivos, mas que não integram o ciclo natural do nitrogênio.
- **Amonificação** (ou decomposição): transformação dos compostos amoniacais de restos de plantas, animais mortos ou fezes de animais em compostos de N— Amoniacal. Seus agentes biológicos são bactérias decompositoras e fungos. Também faz parte da amonificação a

hidrólise da ureia, levada a termo por uma reação catalisada pela enzima urease que transforma ureia em carbonato de amônia.

- **Nitrificação**: oxidação biológica da amônia. Se desdobra em dois passos: no primeiro, compostos de N—Amoniacal são convertidos em nitritos pela ação bioquímica de um gênero específico de bactérias, as *Nitrosomonas*; no segundo, esses nitritos são convertidos em nitratos por um segundo gênero de bactérias, as *Nitrobacter*. A nitrificação desempenha papel importantíssimo na remoção biológica de nitrogênio nas estações de tratamento de esgotos e por isso será discutida em detalhes no Item 1.3.1.
- **Desnitrificação**: conversão bioquímica de nitratos em nitrogênio gasoso (N_2), que se desprende para a atmosfera (e que pode reingressar no ciclo através da Fixação). Ela é levada a cabo por um número limitado, porém significativo, de gêneros de bactéria. Também tem grande importância na remoção biológica de nitrogênio nas estações de tratamento de esgotos e, juntamente com a nitrificação, será discutida em detalhes no Item 1.3.2.
- **Assimilação**: uso de nitratos ou nitrogênio orgânico absorvidos do solo pelas raízes das plantas para a síntese de seu material celular (proteína vegetal e outros compostos nitrogenados). A **alimentação** dos animais herbívoros utiliza o nitrogênio desses compostos nitrogenados das plantas para sintetizar seu próprio material celular (proteína animal e outros compostos nitrogenados) que, por sua vez, ao servir de alimento aos carnívoros, fornecem o nitrogênio necessário para a formação do material celular destes últimos. O nitrogênio contido no material celular de animais e vegetais reingressa no ciclo através da amonificação (ou decomposição).

O ciclo do nitrogênio mostra que sempre haverá elemento nitrogênio – sob diferentes formas – à disposição dos ciclos vitais de todos os seres vivos, posto que ele é sempre reciclado, integrando diferentes compostos bioquimicamente utilizáveis.

1.1.1. Porque remover

Compostos de Nitrogênio são poluentes de corpos d´água naturais. Os principais efeitos deletérios que justificam a necessidade de sua remoção nas ETEs são:

- **Toxidez**: A amônia em sua forma molecular (gás amônia – NH_3) em concentrações de 2 mg/L ou maiores apresenta efeitos tóxicos agudos que podem afetar os peixes e outras formas de vida nas águas naturais. Os efeitos potenciais dessa toxidez variam diretamente com as concentrações de oxigênio e gás carbônico no meio líquido, assim como sua temperatura e alcalinidade (que, como veremos adiante, favorece a conversão e NH_4^+ em NH_3).
- **Consumo de Oxigênio Dissolvido no Corpo D'Água**: A amônia (NH_3) é utilizada como alimento por grande variedade de espécies de organismos aeróbios, o que implica consumo do oxigênio livre no corpo receptor.
- **Danos à Saúde de Recém-Nascidos**: Água com elevada concentração de nitratos, se ingerida por crianças com menos de três meses causa hemoglobinemia, uma doença também conhecida por "Síndrome dos bebês azuis" ("*blue baby síndrome",* em inglês) que pode ser fatal, pois o nitrato ingerido se liga irreversivelmente à hemoglobina do sangue impedindo que ela atue na troca do CO_2 por O_2 no organismo.

- **Eutrofização do Corpo D'Água**: A eutrofização consiste no crescimento descontrolado de plantas e algas devido ao excesso de nutrientes no meio. Ela afeta principalmente corpos d'água fechados (lagos e lagoas) ou com pequena renovação de águas (estuários e baías) e provoca diversos efeitos adversos, como deterioração da aparência dos corpos d'água, emanação de odores oriundos da decomposição das algas, redução do teor de O_2 e desequilíbrio biológico do ecossistema.

Além disso, a presença de compostos de Nitrogênio no esgoto a ser tratado implica:

- **Redução de Eficiência da Cloração**: Nas ETEs que usam desinfecção por cloração, caso não seja previamente removido, o nitrogênio amoniacal se combina quimicamente com o cloro (fenômeno que como logo veremos é a base de uma técnica de remoção química de nitrogênio; ver Item 1.2.1). Em razão disso, o consumo de Cloro aumenta significativamente, posto que cada mg de N– Amoniacal consome ca. 10 mg de Cloro. Para que a desinfecção seja eficaz é preciso um contato de no mínimo meia hora com ao menos 0,5 mg/L de Cl livre. No caso de esgotos contendo N—Amoniacal, o cloro somente se apresentará livre (gás Cl_2 dissolvido) depois que todo o N—Amoniacal tiver sido consumida. Além disto, as cloraminas (produtos da reação de compostos de nitrogênio com Cloro) são carcinogênicas e deve-se evitar seu o lançamento ao corpo receptor (este é o principal motivo pelo qual não se recomenda clorar esgoto bruto).

1. **Empecilho Para Reuso De Esgotos**: A presença de concentrações significativas de Nitrogênio em qualquer de suas formas, pelas razões vistas acima, é altamente indesejável na água de reuso obtida do efluente de estações de tratamento de esgotos. Caso se pretenda reutilizar o efluente, deve-se providenciar previamente a remoção do Nitrogênio.

1.1.2. Como se apresenta no esgoto

Nos esgotos sanitários, o nitrogênio pode se apresentar sob quatro diferentes formas (Figura A- 2):

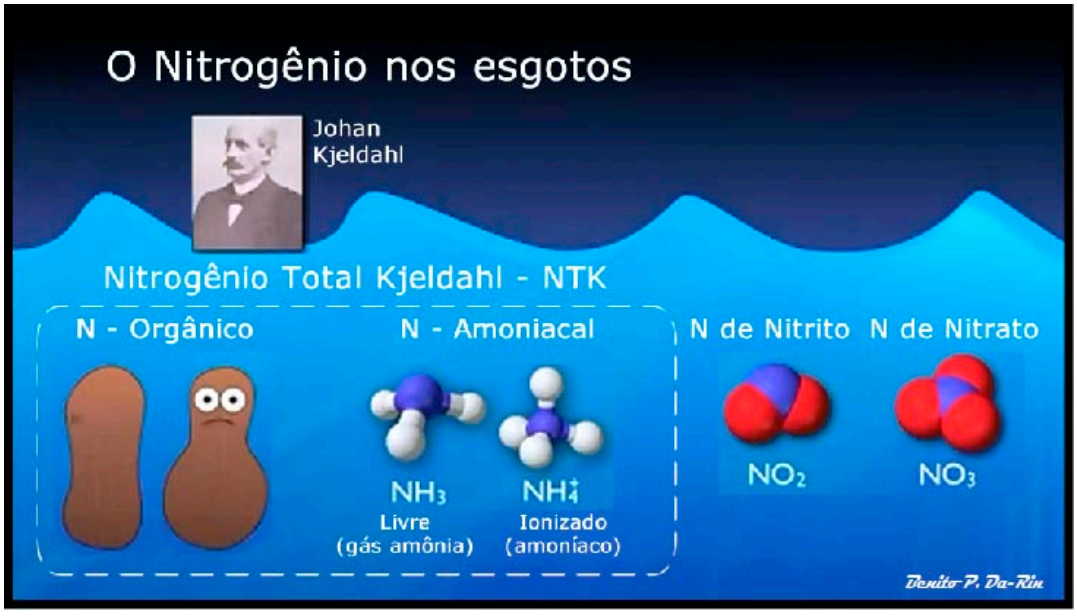


Figura A- 2 - Nitrogênio nos esgotos sanitários

- **Nitrogênio Orgânico e Nitrogênio Amoniacal**:

Denomina-se "nitrogênio orgânico" à massa de elemento nitrogênio ligada a moléculas de matéria orgânica (nos esgotos sanitários, principalmente ureia e proteínas). A forma usual de se referir a esta massa ou concentração é usando a notação "N—Orgânico", indicando que se trata da massa ou concentração do elemento N ligado a compostos orgânicos (e não da massa total dos compostos).

Já o "nitrogênio amoniacal" corresponde à massa de elemento nitrogênio ligada tanto ao composto molecular amônia (gás amônia, NH_3, incolor, inflamável, altamente solúvel em água, tóxico e com um odor pungente peculiar) dissolvido no meio líquido, quanto ao íon amônia (NH_4^+) resultante da autoionização (ou protonação) do composto NH_3. Ao ser dissolvido em água, uma fração variável da massa do gás amônia imediatamente se converte em íon amônia segundo a reação reversível:

$$NH_3 + H^+ \leftrightarrow NH_4^+$$

... o que significa que a massa de nitrogênio amoniacal no meio líquido será constituída por duas frações que se mantêm em equilíbrio, uma delas formada por amônia livre, NH_3, e a outra pelo íon amônia, NH_4^+.

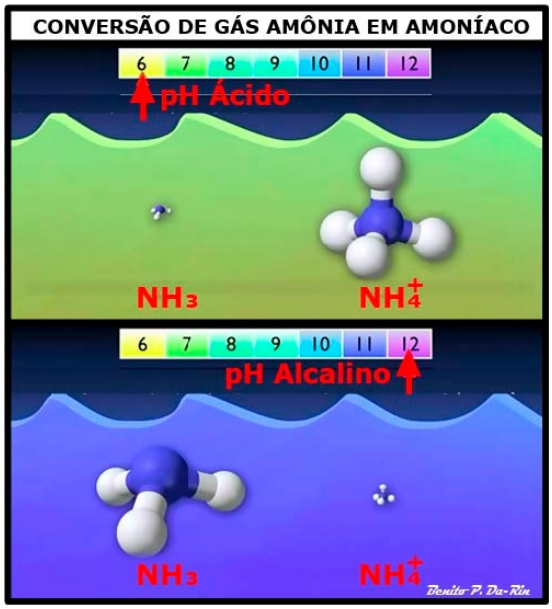


Figura A- 3 – Conversão de amônia em amoníaco

O equilíbrio entre essas frações depende exclusivamente do pH do meio. Quanto maior o pH (meio mais alcalino) maior será a fração que permanece como amônia livre NH_3 e quanto menor o pH (meio mais ácido) maior será a fração ionizada NH_4^+. Em meios com pH próximo de 12 praticamente toda massa de N aparece ligada ao composto NH_3 e a presença de íons NH_4^+ é desprezível. Já em meios com pH próximo de 6 ocorre o oposto: praticamente toda massa de N aparece ligada a íons NH_4^+ enquanto a presença do composto amônia (NH_3) é desprezível (Figura A- 3). O pH para o qual a distribuição é equitativa (50% de N ligado ao composto NH_3 e 50% de N ligado ao íon NH_4^+) é de aproximadamente 9,5. A forma usual de se referir a esta massa (ou concentração) é usando a notação N— Amoniacal ou N-NH4, indicando que se trata da soma da massa ou concentração do elemento N ligado tanto ao composto NH_3 quanto ao íon NH_4^+. Como o pH usual do esgoto sanitário se situa entre 6 e 9, a maior parte do nitrogênio amoniacal costuma se apresentar no esgoto bruto sob a forma de íon amônia NH_4^+.

- **Nitrogênio de Nitritos**:

Massa de elemento nitrogênio ligado a moléculas de nitritos. A forma usual de se referir a esta massa (ou concentração) é usando a notação "N de nitritos" ou "N— NO2", indicando que se trata da massa ou concentração do elemento N ligado a moléculas de nitritos e não da massa total dos nitritos. Como, conforme veremos adiante, o nitrito presente nos esgotos é rapidamente convertido em nitratos por via bioquímica, geralmente a concentração de N—NO2 em um reator biológico é muito pequena ou desprezível.

- **Nitrogênio de Nitratos**:

Massa de elemento nitrogênio ligada a moléculas de nitratos. A forma usual de se referir a esta massa (ou concentração) é usando a notação "N de nitratos" ou "N—NO3", indicando que se trata da massa ou concentração do elemento N ligado a moléculas de nitratos e não da massa total dos nitratos.

Além dessas notações, também se usa:

1. **Nitrogênio total**:

A soma da massa do elemento N sob todas as formas acima. A forma usual de se referir a esta massa (ou concentração) é usando a notação "N—Total", indicando que se trata da massa ou concentração do elemento N ligado aos compostos nitrogenados e não da massa total desses compostos.

1. **Nitrogênio Total Kjeldahl ou NTK**:

(Nome dado em homenagem a Johan Kjeldahl, o químico dinamarquês que desenvolveu a técnica de sua determinação em laboratório): correspondente à soma das massas de elemento N que se apresenta tanto sob a forma orgânica quanto sob a forma amoniacal. É usada frequentemente para exprimir o conteúdo de elemento nitrogênio no esgoto bruto pelas seguintes razões: o esgoto sanitário bruto contém elemento nitrogênio (expresso em N—Total) na faixa de 15 mg/L a 50 mg/L (tipicamente de 25 mg/L a 40 mg/L). Este nitrogênio se apresenta quase que exclusivamente sob as formas de N— Orgânico (ca. 40%) e N—Amoniacal (ca. 60%), com uma presença desprezível de N— O2 e virtual ausência de N—NO3. Ocorre que os compostos de nitrogênio orgânico são muito facilmente biodegradáveis e tão logo penetram em um reator biológico são convertidos bioquimicamente em amônia, um fenômeno conhecido por "amonificação". Como o NTK representa a soma do N—Orgânico com o N— Amoniacal, e considerando que o primeiro se converte rapidamente no segundo ao penetrar no reator biológico, o NTK representa com boa aproximação a concentração total de elemento nitrogênio afluente à ETE.

À medida que transcorre o processo de tratamento, se as condições forem favoráveis (ver adiante), os compostos de N—NH4 são oxidados bioquimicamente e geram nitritos, que por sua vez são oxidados a nitratos. O processo de conversão de N—NH4 em nitratos, que se dá nas duas etapas acima mencionadas, denomina-se "nitrificação biológica".

A nitrificação biológica estabiliza os compostos de N que, assim, já não consomem o oxigênio do corpo receptor – objetivo principal do tratamento biológico. No entanto, mesmo após a nitrificação, o nitrogênio, ainda que sob uma forma bioquimicamente estável (N—NO3), continua presente no esgoto com os inconvenientes descritos no Item anterior e, dependendo das exigências do órgão de controle ambiental, pode ser preciso removê-lo.

Quando necessária, a remoção dos compostos de nitrogênio dos esgotos sanitários pode ser realizada por técnicas físico/químicas ou biológicas.

As primeiras são raramente utilizadas, especialmente no Brasil, e por isso serão examinadas a seguir de forma bastante sucinta. No item seguinte examinaremos mais detalhadamente os processos biológicos de remoção de nitrogênio.

1.2. Métodos não Biológicos de Remoção de Nitrogênio

Os principais métodos físico-químicos de remoção de nitrogênio dos esgotos são:

1.2.1. Cloração ao "Breakpoint" (ou "breakpoint chlorination")

Como vimos ao discutir os inconvenientes da presença de compostos de nitrogênio no efluente de ETEs, o gás Cloro tem grande afinidade por estes compostos. Esta afinidade é tal que o cloro somente se apresenta dissolvido no esgoto ("cloro residual") depois de reagir com a totalidade destes compostos, ou seja, quando não restar mais compostos de nitrogênio no líquido. O que significa que dissolver cloro gasoso em quantidade suficiente para reagir com a totalidade dos compostos de nitrogênio presentes no esgoto elimina esta presença, ou seja, remove o nitrogênio. Isto pode ser resumido pela reação global:

$$\mathrm{N}\boldsymbol{H_4^+ + 1,5\ HOCl \rightarrow 0,5\ N_2 + 1,5\ H_2O + 2,5\ H^+ + 1,5\ Cl^-}$$

... que evidencia que todo elemento N contido nos compostos de nitrogênio é convertido em nitrogênio gasoso N_2, que se desprende para a atmosfera – ou seja, todos os compostos de nitrogênio no líquido são eliminados.

A estequiometria mostra que na reação acima a relação entre massas de Cloro e Nitrogênio amoniacal (Cl_2 : N—NO4) é de 7,6 : 1, o que significa que na cloração ao "*breakpoint*" o consumo de cloro é elevadíssimo. Além disso, caso a cloração seja usada como método de remoção de nitrogênio (e não para desinfecção) é necessário remover o cloro residual por descloração antes do lançamento ao corpo receptor (ou da reutilização do esgoto).

Estas razões fazem com que esta técnica raramente seja utilizada para remoção de nitrogênio no tratamento de esgotos, onde a concentração de N—Total é mais elevada (ela eventualmente é empregada como técnica de "polimento" de efluentes com baixa concentração de N—Total).

1.2.2. Troca Iônica (ou "*íon exchange*")

A técnica se baseia na troca de íons entre uma solução (no caso, de compostos de nitrogênio) e "trocadores de íons" ("*ion exchangers*" em inglês), minerais micro porosos denominados zeólitos.

O processo consiste em fazer o efluente de uma ETE atravessar um leito de zeólitos naturais ou sintéticos, que retém os cátions NH_4^+. Os zeólitos naturais mais usados na remoção de nitrogênio são os silicatos de alumínio, particularmente o clinoptilolito. Eles apresentam uma estrutura micro

porosa que lhes permite funcionar como uma espécie de "peneira" molecular, que retém íons. Os íons retidos dependem da estrutura química dos trocadores de íons. O mecanismo da remoção de nitrogênio por troca iônica empregando clinoptilolito inclui a troca iônica catiônica e a adsorção da amônia pela estrutura porosa deste zeólito. Estudos da US—EPA demonstraram que foram obtidas eficiências da ordem de 95,7% de remoção de amônia de esgotos sanitários contendo N—NH4 em concentrações da ordem de 20 mg/L usando esta técnica. A troca iônica também é eficiente na remoção de nitratos.

Os zeólitos, tanto naturais quanto sintéticos, se saturam após algum tempo de uso, mas podem ser regenerados fazendo com que o leito seja atravessado por uma solução contendo alta concentração de íons de cálcio.

A técnica da troca iônica, embora eficiente, raramente é empregada na remoção de nitrogênio de esgotos sanitários por razões econômicas.

1.2.3. Remoção De Amônia Em Corrente De Ar (ou "*ammonia stripping*")

Esta técnica, quando adotada, em geral visa remover N—NH4 de efluentes industriais com elevada concentração de amônia. Seu emprego no tratamento de esgotos sanitários é raro.

Ela consiste na adição de cal hidratada [$Ca(OH)_2$] ou outra base forte ao efluente da fase biológica de tratamento (geralmente por lodos ativados) cuja operação é feita de forma a evitar tanto quanto possível a nitrificação biológica fazendo com que todo o conteúdo de nitrogênio em seu efluente se apresente sob a forma do composto amônia (NH_3) devido à elevação do pH. A adição de cal é feita até que o pH do líquido atinja a faixa de 10,8 a 11,5. Nestas condições, como mencionado anteriormente, todo nitrogênio amoniacal se apresentará como amônia livre (gás amônia dissolvido) NH_3.

Isto feito, bombeia-se o efluente para o alto de uma torre no interior da qual há uma estrutura, geralmente de madeira, ao longo da qual o líquido "cascateia". Esta estrutura é atravessada de baixo para cima por uma forte corrente de ar provocada por grandes ventiladores industriais. Esta configuração faz com que o gás dissolvido no esgoto se desprenda e seja removido para a atmosfera pela corrente de ar.

A operação do processo é relativamente simples, desde que se mantenha a temperatura e o pH nas faixas adequadas e se possa garantir que todo o nitrogênio se apresente sob forma amoniacal (ou seja, que não houve nitrificação, ou conversão biológica em nitritos e nitratos no tratamento biológico – ver Item 1.3.1).

No Brasil, onde a nitrificação biológica, ainda que parcial, se dá com extrema facilidade devido às temperaturas usuais nos reatores biológicos de lodos ativados, razões econômicas fazem com que esta técnica não seja recomendada.

1.3. Remoção Biológica De Nitrogênio

A remoção biológica de nitrogênio em geral é feita de forma integrada ao processo dos lodos ativados (o que fez com que o tema tenha sido abordado no capítulo correspondente) e se dá em duas etapas.

Inicialmente, na etapa denominada "nitrificação biológica", os compostos de nitrogênio amoniacal são utilizados como fonte de energia por certos organismos autotróficos que efetuam sua conversão em nitratos em dois passos: no primeiro os compostos de N— NH4 são convertidos em nitritos e no segundo estes nitritos são convertidos em nitratos (estes dois passos, como logo se verá, ocorrem simultaneamente e serão detalhados adiante). Com isto os compostos de nitrogênio não são removidos, mas transformados em nitratos, um composto não biodegradável e que, portanto, não exerce DBO, ou seja, não consome o oxigênio dissolvido do corpo receptor – principal objetivo dos processos biológicos de tratamento.

Tipicamente, considera-se que ocorreu a nitrificação completa em um sistema de lodos ativados quando seu efluente apresenta uma concentração de nitrogênio amoniacal N— NH4 abaixo de 2 mg/L e de nitrogênio de nitritos N—NO2 abaixo de 0,5 mg/L.

Em alguns casos isso é o que basta e o efluente nitrificado pode ser lançado diretamente às águas do corpo receptor.

Porém nitrificar o efluente para reduzir sua DBO nem sempre é suficiente. Em alguns casos, notadamente quando o corpo receptor é um lago, lagoa, baía ou estuário com baixo índice de renovação das águas – e, portanto, sujeito ao fenômeno de eutrofização – é preciso dar um passo adiante e remover também os nitratos presentes no efluente.

O método mais comum de remover nitratos ainda é fazê-lo de forma integrada ao processo de lodos ativados através da chamada "desnitrificação biológica", na qual organismos heterotróficos utilizam o elemento oxigênio ligado a moléculas de nitrato para oxidar a matéria orgânica da qual se alimentam, liberando água e gás carbônico, além de converter os nitratos em gás nitrogênio, N_2, que se desprende, eliminando a presença de nitrogênio no efluente (daí o nome "desnitrificação").

Portanto a remoção biológica de nitrogênio é feita utilizando dois métodos sucessivos: nitrificação e desnitrificação, ambos integrados ao processo dos lodos ativados.

A seguir examinaremos ambos os métodos sob os dois aspectos de interesse da engenharia de processo: o conhecimento das equações químicas que representam as transformações envolvidas (e da aplicação a elas do cálculo estequiométrico) e o estabelecimento das taxas de reação (que, por se tratar de processos de natureza biológica, dependem fundamentalmente das taxas de crescimento dos organismos envolvidos).

Com esse conhecimento será possível determinar o tipo e tamanho do reator biológico, as condições (pH, temperatura, teor de O_2, etc.) a serem mantidas em seu interior e as quantidades de reagentes externos (oxigênio e compostos de nitrogênio) a serem fornecidas.

1.3.1. Nitrificação Biológica

A equação global usualmente adotada para representar a nitrificação (ver adiante) é uma simplificação. Em nível bioquímico, o procedimento é bem mais complexo, se desdobrando em duas etapas que ocorrem simultaneamente em meio aeróbio nas células de organismos de diferentes gêneros que, como em todo processo bioquímico levado a termo por organismos autotróficos, usam os compostos inorgânicos presentes no reator para produzir energia vital (catabolismo) e gerar seu material celular (anabolismo).

No caso da nitrificação biológica, a fonte de carbono para o anabolismo, ou geração do material celular, é o gás carbônico. Já a obtenção de energia (catabolismo) é feita pela oxidação da amônia (um composto inorgânico) a nitrito e posteriormente pela oxidação deste nitrito (outro composto inorgânico) a nitrato. As reações químicas que representam o catabolismo são as seguintes:

Na primeira etapa, organismos (autotróficos) do gênero *Nitrosomonas* em meio aeróbio (ou seja, na presença de oxigênio) oxidam os compostos de N—Amoniacal e os transformam em nitritos segundo a reação:

$$\boldsymbol{NH_4^+ + 1,5\ O_2 \xrightarrow{Nitrosomonas} 2\ H^+ +\ H_2\ O + NO_2^-}$$

... e na segunda, no mesmo meio aeróbio, organismos (ainda autotróficos) do gênero *Nitrobacter* oxidam os nitritos transformando-os em nitratos conforme a reação:

$$\mathrm{N}\boldsymbol{O_2^- + 0,5\ O_2 \xrightarrow{Nitrobacter} NO_3^-}$$

Visando a simplificação, o conjunto dessas duas etapas pode ser representado pela soma de suas reações, do que resulta a reação global da nitrificação biológica mencionada no início deste item:

$$\mathrm{N}\boldsymbol{H_4^+ + 2O_2 \rightarrow NO_3^- + 2H^+ + H_2O}$$

A síntese de material celular (anabolismo) ocorre concomitantemente com a geração de energia (catabolismo). Admitindo-se que a proporção em que se apresentam os principais elementos constituintes de uma célula viva seja a mencionada no Item 4.5.1.2, a saber ($C_5H_7O_2N$), as equações que representam a geração do material celular das *Nitrosomonas* e das *Nitrobacter* a partir do gás carbônico e dos compostos inorgânicos de nitrogênio são, respectivamente:

$$\boldsymbol{15\ CO_2 + 13\ NH_4^+ \rightarrow 10\ NO_2^- + 3\ C_5H_7O_2N + 23\ H^+ + 4\ H_2O}$$ (*Nitrosomonas*)

$$\boldsymbol{5\ CO_2 + NH_4^+ + 10\ NO_2^- + 2\ H_2O \rightarrow 10\ NO_3^- +\ C_5H_7O_2N + H^+}$$ (*Nitrobacter*)

Deve-se notar que, caso se estabeleçam as condições exigidas pela nitrificação biológica (ver adiante), ela se dá no interior do próprio reator biológico dos lodos ativados, concomitantemente com a remoção da DBO dos compostos não nitrogenados – o que garante a presença no interior do reator do gás carbônico utilizado nas duas reações acima.

1.3.1.1. Necessidades De Alcalinidade

Um exame das reações tanto anabólicas quanto catabólicas da nitrificação biológica revela que ambas liberam íon hidrogênio (H^+). Como o fenômeno se processa em meio aquoso (cujo pH é normalmente inferior a 8,3) e na presença do gás carbônico resultante do metabolismo das bactérias que participam do processo de lodos ativados, a liberação de H^+ resulta em sua imediata reação com o íon bicarbonato (HCO_3) gerando ácido carbônico H_2CO_3, o que traz como consequência elevado

consumo de alcalinidade. Com efeito, a oxidação de cada mg de N—Amoniacal resulta na destruição de 7.14 mg de alcalinidade (expressa em termos de $CaCO_3$).

Dependendo de diversos fatores, como idade do lodo do processo e temperatura, e da alcalinidade introduzida no reator com o afluente, este consumo de alcalinidade pode resultar na queda do pH até um nível tão baixo que chegue a inibir as reações bioquímicas da nitrificação, impedindo que ela se complete. Isto significa que caso o esgoto afluente não contenha alcalinidade suficiente a nitrificação pode ser inibida.

Em princípio se considera que o afluente de um reator onde se processa a nitrificação biológica deve conter, no mínimo, 150 mg/L de alcalinidade expressa em termos de $CaCO_3$. Isto deve manter no interior do reator (e, portanto, no efluente – ver Item 4.6.1.2) ca. 50 mg/L de alcalinidade expressa em termos de $CaCO_3$.

Se o afluente não contiver alcalinidade suficiente, pode ser necessário adicionar uma base (geralmente cal hidratada) ao afluente ao reator biológico para agregar a alcalinidade necessária.

1.3.1.2. Geração De Lodo Em Excesso

Conhecidos os Coeficientes de Produção dos organismos nitrificantes pode-se combinar as equações de produção de energia (catabolismo) com as de produção de material celular (anabolismo) para gerar as equações teóricas de síntese/oxidação.

Segundo a publicação do US—EPA sobre remoção de nitrogênio, observações experimentais indicaram que o coeficiente de produção das *Nitrosomonas* (**Yns**) e *Nitrobacter* (**Ynb**) se situam nas seguintes faixas:

- *Nitrosomonas*: $\mathbf{Y_{ns}}$: [0,04 a 0,13] mg células/mg N—NH4 oxidado;
- *Nitrobacter*: $\mathbf{Y_{nb}}$: [0,02 a 0,07] mg células/mg N—NO2 oxidado.

As equações de síntese/oxigenação para *Nitrosomonas* (resultante da combinação da equação de oxidação de N—NH4 com a de geração de *Nitrosomonas* adotando um coeficiente de produção de 0,15) e *Nitrobacter* (resultante da combinação da equação de oxidação de N—NO2 com a de geração de *Nitrobacter* adotando um coeficiente de produção de 0,02) são, respectivamente:

$$\mathbf{55}\ NH_4^+ + \mathbf{76}\ O_2 + \mathbf{109}\ HCO_3^- \xrightarrow{Nitrosomonas} C_5H_7O_2N + \mathbf{54}\ NO_2^- + \mathbf{57}\ H_2O + \mathbf{104}\ H_2CO_3$$

... e

$$\mathbf{400}\ NO_2^- + NH_4^+ + \mathbf{4}\ H_2CO_3 + HCO_3^- + \mathbf{195}\ O_2 \xrightarrow{Nitrobacter} C_5H_7O_2N + \mathbf{3}\ H_2O + \mathbf{400}\ NO_3^-$$

...que combinadas dão:

$$NH_4^+ + \mathbf{1,83}\ O_2 + \mathbf{1,98}\ HCO_3^- \rightarrow\ \mathbf{0,021}\ C_5H_7O_2N + \mathbf{1,041}\ H_2O + \mathbf{0,98}\ NO_3^- + \mathbf{1,88}\ H_2CO_3$$

.... que representa a reação global de síntese/oxidação do processo completo de nitrificação.

Aplicando-se o cálculo estequiométrico a esta última equação percebe-se que a oxidação de 20 mg/L de N—Amoniacal resultará na geração de apenas 1,8 mg/L de organismos nitrificantes (ou seja, menos de 0,1 mg SSV/mg N—Amoniacal), uma produção quase insignificante. Disto resulta que a produção de novas células devida à nitrificação, para todos os efeitos práticos, pode ser considerada desprezível no cálculo da produção de excesso de lodo do processo de lodos ativados

1.3.1.3. Consumo De Oxigênio

O mesmo cálculo estequiométrico indicará que são necessários 3,22 mg de oxigênio para oxidar 1 mg de N—Amoniacal e 1,11 mg de oxigênio para oxidar 1 mg de N—NO2, o que não somente se aproxima bastante dos valores medidos experimentalmente como também confirma o fato de que a nitrificação biológica implica elevado consumo de oxigênio. Caso as reações de síntese venham a ser desprezadas, o cálculo estequiométrico aplicado à já conhecida reação global de nitrificação:

$$N\boldsymbol{H_4^+ + 2O_2 \rightarrow NO_3^- + 2H^+ + H_2O}$$

... indica uma necessidade de 4,57 mg O_2/mg N—Amoniacal. O valor sugerido para cálculo das necessidades de oxigênio para nitrificação (ver Item 1.3.1.3) é de 4,6 mg O_2/mg NTK.

Além disso, a voracidade por oxigênio dos organismos nitrificantes impõe uma condição adicional: a nitrificação apenas ocorrerá em meios no qual a concentração de oxigênio dissolvido (OD) for elevada (em outras palavras: o oxigênio atua como elemento limitante para a proliferação dos organismos nitrificantes). Por essa razão a NBR 12.209, em seu Item 6.6.19 (onde recomenda as concentrações de oxigênio dissolvido a serem consideradas no TA de lodos ativados), exclui dessa recomendação os reatores onde se processa nitrificação e desnitrificação simultânea.

O processo de lodos ativados que visa exclusivamente a remoção da DBO carbonácea (ou seja, a que não é exercida pelos compostos de nitrogênio) também depende da manutenção de níveis de OD satisfatórios, conforme recomenda a NBR 12.209. Porém os organismos nele intervenientes são capazes de armazenar energia em suas células e podem manter seu metabolismo por algum tempo mesmo em condições de absoluta ausência de OD (e, ainda que não exerçam metabolismo, podem sobreviver a períodos de mais de 24 horas de completa anoxia). Porém o mesmo não ocorre com as *Nitrosomonas*: a nitrificação cessa totalmente caso o teor de OD caia abaixo de seu nível crítico (o processo é totalmente inibido em meios com teores de OD menores que 0,2 mg O_2/L, embora se restabeleça assim que os teores de OD aumentem até os níveis adequados).

Embora, teoricamente, a nitrificação biológica possa ocorrer em meios com concentração de oxigênio dissolvido tão baixa quanto 0,5 mg/L, a literatura técnica pertinente recomenda que seja mantida uma concentração de no mínimo 2,0 mg O_2/L nos reatores onde é imprescindível que ela ocorra.

1.3.1.4. Cinética De Crescimento Dos Organismos Nitrificantes

Como na maioria dos processos biológicos, a cinética de crescimento bacteriano obedece ao modelo proposto por Monod examinado no Item 4.6.1.3.1 e expresso pela Equação 4-4

No que toca aos processos bioquímicos relativos à nitrificação biológica, ambas as etapas obedecem ao mesmo modelo que, adaptado ao caso da nitrificação, fica:

$$\boldsymbol{u_N = u_{maxN} \frac{N}{K_N + N}} \qquad \text{Equação A-1. 1}$$

Onde:

$\mathbf{u_N}$: Taxa de crescimento dos organismos nitrificantes (dia^{-1});

$\mathbf{u_{maxN}}$: Taxa máxima de crescimento dos organismos nitrificantes (dia^{-1});

N: concentração de substrato nitrogenado (mg/L);

$\mathbf{K_N}$: Constante de saturação do substrato nitrogenado (mg/L).

Assim, no que concerne à primeira etapa (conversão de amônia em nitritos), $\mathbf{u_N}$ representa a taxa de crescimento e $\mathbf{u_{maxN}}$ representa a taxa de crescimento máximo das *Nitrosomonas*, **N** representa a concentração de amônia e $\mathbf{K_N}$ é a constante de saturação de N— Amoniacal no meio. Já no que toca à segunda etapa (conversão de nitritos em nitratos), $\mathbf{u_N}$ e $\mathbf{u_{maxN}}$ são, respectivamente, as taxas de crescimento e de crescimento máximo das *Nitrobacter*; **N** é a concentração de N—NO2 e $\mathbf{K_N}$ é a constante de saturação de N—NO2 no meio.

Ocorre que experimentos de laboratório demonstraram cabalmente que a taxa de crescimento dos organismos do gênero *Nitrobacter* é significativamente mais elevada que a daqueles do gênero *Nitrosomonas*. O que traz duas consequências imediatas.

A primeira é que, sendo as *Nitrobacter* mais rápidas no que toca ao consumo de seu substrato (nitritos), em meios onde ocorre a nitrificação em regime permanente ("*steady state*"), mesmo considerando que a amônia é convertida em nitritos, a concentração deste último composto é praticamente desprezível pois, assim que é gerado (lentamente, pelas *Nitrosomonas*) é quase imediatamente consumido (rapidamente, pelas *Nitrobacter*).

A segunda é que, por apresentar um metabolismo muito mais lento, são as *Nitrosomonas* que controlam a nitrificação – portanto o nitrogênio amoniacal é o nutriente limitante.

Por esta razão a nitrificação pode ser modelada usando os conhecimentos de cinética discutidos no Item 4.6, à semelhança do que foi feito para o processo dos lodos ativados no Item 6.2.2 considerando os parâmetros relativos às *Nitrosomonas*.

1.3.1.5. Influência do pH

Mesmo que a alcalinidade seja suficiente (ver Item 1.3.1.1), o pH do reator pode variar em função de outros fatores. E esta variação exerce forte influência na taxa de crescimento máxima das *Nitrosomonas*.

De fato, na faixa de pH entre 7,2 e 8,0, esta taxa máxima de crescimento se apresenta em seu valor ótimo e praticamente constante. Mas caso o pH venha a cair abaixo de 7,2, segundo publicação do US—EPA sobre remoção de nitrogênio, a taxa de crescimento máxima irá variar de acordo com a equação de Downing, abaixo:

$$\boldsymbol{u_{maxNpH} = u_{maxN7,2}^{(1-0,833.(7,2-pH))}} \qquad \text{Equação A-1. 2}$$

Onde:

$\mathbf{u_{maxN7,2}}$: Taxa máx. de crescimento de Nitrosomonas em meio com pH=7,2 (dia-1);

pH: pH do líquido no reator biológico (adimensional).

$\mathbf{u_{maxNpH}}$: Taxa máxima de crescimento (Nitrosomonas) em meio com pH=pH (dia-1);

A equação de Downing é válida em meios com pH na faixa de 6 a 7,2. Em reatores onde se deseja a nitrificação, o pH deve ser mantido entre 6,5 e 8. Em meios com pH inferior a 6 a nitrificação é inibida.

Note que como vimos anteriormente a própria nitrificação gera ácido, o que pode interferir no pH do meio. Quem controla o resultado deste fenômeno é o efeito tampão da alcalinidade do esgoto introduzido no reator (daí as exigências de alcalinidade no afluente quando é necessário nitrificar).

1.3.1.6. Influência da Temperatura

O metabolismo dos organismos nitrificantes é extremamente dependente da temperatura, que exerce forte influência no valor de sua taxa máxima de crescimento.

O coeficiente adimensional de correção de temperatura varia entre 1,08 e 1,13, sendo comum o uso do valor 1,1. Este valor implica uma forte influência da temperatura. Com efeito, com este coeficiente, a cada 7º C de aumento da temperatura duplica o valor da taxa de crescimento máxima das *Nitrosomonas*.

Do ponto de vista prático isto significa que, para valores de temperatura diferentes de 20ºC o valor de $\mathbf{u_{maxN}}$ deve ser corrigido usando a equação:

$$u_{maxN} = u_{maxN20} \cdot (1,1)^{(T-20)}$$ Equação A-1. 3

Onde:

$\mathbf{u_{maxN20}}$: Taxa máxima de crescimento (Nitrosomonas) na temperatura de 20ºC (dia^{-1});

$\mathbf{u_{maxN}}$: Taxa máxima de crescimento (Nitrosomonas) na temperatura T (dia^{-1});

T: Temperatura do líquido no reator biológico (ºC).

Segundo M. Von Sperling, observou-se a ocorrência de nitrificação em uma faixa de temperaturas variando de 5ºC a 50ºC, mas em termos práticos considera-se que a temperatura ótima se situe na faixa de 25ºC a 36ºC.

A forte influência da temperatura implica as seguintes consequências

- Em climas muito frios: dificilmente se consegue nitrificar;
- Em climas muito quentes: dificilmente se consegue não nitrificar (este costuma ser o caso das ETEs no Brasil);
- Em qualquer caso a temperatura deve sempre ser considerada;

1.3.1.7. Determinação da Taxa de Crescimento

Conforme vimos acima, a nitrificação pode ser modelada usando os modelos matemáticos da cinética de crescimento bacteriano aos quais se aplicarão os parâmetros relativos às *Nitrosomonas*, organismos que, como sabemos, controlam o processo.

Segundo a literatura técnica pertinente os valores desses parâmetros (compilados por M. Von Sperling) variam nas seguintes faixas máximas ({}) e típicas ([]) para a temperatura de 20º C:

Taxa de crescimento máxima (*Nitrosomonas*): $\mathbf{u_{maxN}}$: {0,3 [**0,3 – 0,7**] 2,2] dia^{-1};

Constante de saturação (N—Amoniacal): $\mathbf{K_N}$: {0,1 [**0,5 – 1,0**] 5,6} mg N—NH4/L;

Coeficiente de produção (*Nitrosomonas*): $\mathbf{Y_N}$: {0,03 [**0,05 – 0,10**] 0,13} mg células/mg N— NH4;

Taxa específica de respiração endógena (*Nitrosomonas*): $\mathbf{b_N}$: {0,04 [**0**] 0,16} d^{-1};

OBS: Não foi fornecida a faixa típica de variação de $\mathbf{b_N}$ porque em geral se considera sua influência desprezível (daí seu valor típico $\mathbf{b_N}$=0);

Conhecida a concentração de N—Amoniacal no meio, os valores acima permitem calcular a taxa de crescimento das Nitrosomonas usando a Equação A-1. 1(para pH de 7,2 e temperatura de 20º C) e efetuando as correções acima para meios com diferentes valores de pH e temperatura.

1.3.1.8. Idade do Lodo Mínima

Quando se opera um processo que inclui um reator biológico, procura-se manter tanto quanto possível condições favoráveis à proliferação dos organismos participantes do processo no interior deste reator. E como vimos no Item 4.6.1.1, quando as condições do ambiente se apresentam favoráveis a reprodução dos organismos ocorre na fase de crescimento exponencial (ver Figura 4-8).

Conforme examinado no Item 4.4.6.1, o crescimento exponencial implica a duplicação da população de organismos em intervalos regulares, cuja duração é denominada "tempo de geração". Explicando melhor: as bactérias participantes do processo de tratamento se reproduzem por cissiparidade ("divisão binária"), ou seja, transcorrido certo intervalo de tempo, cada célula se duplica gerando duas novas células. Este intervalo de tempo após o qual cada célula gera dois descendentes se denomina "tempo de geração". Portanto é fácil concluir que, transcorrido este tempo, duplica a população de organismos presentes no reator.

Do conceito de "tempo de geração" deriva-se um novo conceito denominado "tempo de varrimento". Pois os tempos de geração de diferentes gêneros de organismos são diferentes. E caso o tempo de geração de um dado gênero de organismos venha a ser maior que o tempo de permanência dos organismos no sistema, este gênero em particular jamais proliferará no referido sistema, posto que os organismos a ele pertencentes serão removidos (ou "varridos") do sistema antes que tenham tempo para se reproduzir. Assim, a população dos organismos desse gênero em particular jamais aumentará nesse sistema. Este fenômeno, denominado "varrimento de células" (ou "*wash out*", em inglês), assume grande importância no caso de gêneros de organismos de reprodução lenta (ou de pequena taxa de crescimento, o que vem a dar no mesmo).

Vejamos, então, em que condições o varrimento das células pode ocorrer em um dado sistema e o que pode ser feito para evitar que ocorra com um determinado gênero que se pretende manter no sistema. Para o que se faz necessário recorrer ao conceito de "Idade do Lodo".

A Idade do Lodo do processo é definida pela Equação 6-25(Item 6.2.2.2.2). Dividindo-se o numerador e denominador de seu segundo membro pelo volume **V** do reator para converter massas em concentrações, vem:

$$\boldsymbol{\theta_c = \frac{X_v}{dX_v/dt}}$$ Equação A-1. 4

Já a taxa específica de crescimento bacteriano pode ser definida pela Equação 4-6do Item 4.6.1.3.1. Aplicando-se a simplificação que considera que os sólidos voláteis representam os organismos ativos esta equação fica:

$$\boldsymbol{u = \frac{dX_v/dt}{X_v}}$$ Equação A-1. 5

Comparando as duas equações acima vem:

$$O_c = \frac{1}{u}$$ Equação A-1. 6

Analisemos o significado desta última equação.

A idade do lodo **Oc** corresponde ao tempo médio durante o qual uma partícula sólida (e, portanto, uma célula bacteriana) permanece no sistema (tanto assim que este parâmetro também é conhecido pela designação "tempo médio de residência celular" – ou "*mean cell residence time*", em inglês).

Sendo assim, para que um dado gênero de organismos possa se reproduzir em um sistema, seu tempo de varrimento deve ser igual ou menor que a idade do lodo do sistema.

Porém a idade do lodo **Oc** é um parâmetro operacional **do sistema** e não depende de um ou outro gênero de organismos. Como ela corresponde à relação entre a massa total de lodo contida no reator e a massa de lodo dele removida em um dado intervalo, representa o tempo médio de permanência no sistema de qualquer partícula, inclusive de sólidos inertes como vimos no Item 6.2.2.2.

Já o parâmetro **u** representa a taxa específica de crescimento de um dado gênero de organismos. Como organismos de diferentes gêneros se reproduzem com diferentes taxas específicas de crescimento e como a idade do lodo representa o tempo médio de permanência dos organismos (de qualquer gênero) no sistema, a Equação 6-84 indica que somente podem se reproduzir aqueles cuja taxa de crescimento específico for maior que a idade do lodo do sistema.

Importante

Isto tem como consequência o fato de que para que um dado gênero possa se reproduzir em um sistema, a idade do lodo do sistema deve ser igual ou maior que o "tempo de varrimento" do gênero.

Então, para determinar se um sistema de lodos ativados é ou não capaz de nitrificar seu afluente, conhecidas as condições ambientais mantidas no interior do reator biológico e a idade de lodo do processo, basta determinar a taxa específica de crescimento dos organismos do gênero *Nitrosomonas* $\mathbf{u_N}$ (que controla o processo por ser mais lenta) usando a Equação A-1. 1 devidamente corrigida para a temperatura e pH vigentes no TA e calcular a idade de lodo mínima capaz de assegurar a proliferação de *Nitrosomonas*, a saber:

$$O_{cMin} = \frac{1}{u_N}$$ Equação A-1. 7

A idade de lodo do processo deve ser maior que a assim determinada.

Em termos práticos, M. Von Sperling recomenda utilizar um fator de segurança na faixa de [1,5 a 2,5] (adimensional) para fazer face aos picos de carga de amônia no afluente e a eventuais variações das condições ambientais

Por outro lado, dada a dificuldade de estabelecer todos os parâmetros necessários ao cálculo de $\mathbf{u_N}$, S. J. Arceivala sugere alguns valores para este parâmetro nas temperaturas de 5º C a 20º C que podem ser usados caso se possa assegurar a ausência de fatores inibidores específicos.

Obedecendo a ambas as recomendações, chega-se à tabela abaixo que pode ser usada como um guia genérico:

Uma análise da tabela acima mostra que, como quando a nitrificação é necessária é preciso assegurar que a idade do lodo do processo seja suficiente considerando a temperatura ambiente, em climas frios é praticamente impossível garantir a nitrificação com o devido fator de segurança exceto em processos que adotem idades do lodo extremamente elevadas (o que corresponde, como se verá adiante, à chamada "Aeração Prolongada"). Por outro lado, em climas temperados e quentes é praticamente impossível garantir que não ocorra pelo menos alguma nitrificação mesmo em processos de idade de lodo moderada (processos convencionais), assim como evitar a nitrificação completa nos processos de elevada idade do lodo (aeração prolongada).

.

Tabela 1-1 – Idade do Lodo mínima para nitrificação

Idade do Lodo mínima para nitrificação		
Temperatura (º C)	**O_c Teórica (d)**	**O_c Prática (d) Fator de Segurança =2**
5	12	**24**
10	9,5	**19**
15	6,5	**13**
20	3,5	**7**

O que deve ser levado em conta no cálculo da massa de oxigênio a ser fornecida.

1.3.2. Desnitrificação Biológica

Como vimos no Item anterior, a nitrificação biológica converte amônia em nitratos, o que pode ser desejável por reduzir o consumo de oxigênio no corpo receptor. Mas não cumpre o objetivo de remover os compostos de nitrogênio dos esgotos, posto que eles lá continuam presentes, agora sob a forma de nitratos. Se o objetivo é remover nitratos é necessário cumprir uma etapa adicional: remover do efluente o elemento nitrogênio ligado aos nitratos (N—NO3). Quando é integrada ao processo de lodos ativados, esta etapa denomina-se desnitrificação biológica.

Quando abordamos a nitrificação biológica no item anterior, vimos que ela consiste essencialmente no processo de utilização de amônia como fonte de energia e alimento em meio aeróbio por organismos autotróficos dos gêneros *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*. Já a desnitrificação biológica é levada a termo por diversos gêneros de organismos heterotróficos em meio necessariamente anóxico (logo veremos o porquê disso).

Observação

No que concerne à presença de oxigênio, os reatores biológicos podem ser classificados como: AERÓBIOS ou ÓXICOS: quando há oxigênio dissolvido (O_2, ou oxigênio livre) presente; ANÓXICOS: quando não se registra a presença de oxigênio livre, mas existe oxigênio combinado em compostos que podem cedê-lo ou; ANAERÓBIOS: quando não há oxigênio disponível sob qualquer forma utilizável, ou seja: em termos práticos o oxigênio está ausente.

Como vimos no Item 4.2.1, o processo de geração de energia pelas células de organismos aeróbios denominado "respiração", simplificadamente representado pela Equação 4-1, é constituído por um conjunto de complexas reações enzimáticas encadeadas que têm por fim oxidar matéria orgânica para gerar energia.

Nesta oxidação o hidrogênio contido na molécula orgânica atua como doador de elétrons – ou "*electrons donor*", em inglês – e o oxigênio livre atua como acetor de elétrons – "*electrons acceptor*" em inglês (na Equação 4-1 a molécula orgânica é a glicose, $C_6H_{12}O_6$).

Ou seja:

Oxidação do hidrogênio (que cede elétrons e, portanto, atua como doador de elétrons):

$$\boldsymbol{H_2 \rightarrow 2\ H^+ + 2\ e^-}$$

Redução do oxigênio (que recebe elétrons e, portanto, atua como acetor de elétrons):

$$\boldsymbol{O_2 + 4\ e^- \rightarrow 2\ O_2}$$

GLOSSÁRIO

Acetor: átomo ou molécula que intervém em uma reação química recebendo elétrons de outra substância (Dicionário Infopédia da Lingua Portuguesa com acordo ortográfico; a palavra consta do Vocabulário Ortográfico)

Portanto a respiração somente pode ocorrer em meios aeróbios ou óxicos.

Porém, na ausência de oxigênio livre, alguns organismos são capazes de utilizar como acetor de elétrons o oxigênio ligado a certos compostos inorgânicos como nitratos (NO_3^-), sulfatos ($SO_4^=$) e carbonatos ($CO_3^=$). Quando mais de um deles está presente é usado preferencialmente aquele cuja reação libera mais energia. Na lista acima eles aparecem em ordem decrescente de liberação de energia o que significa que, em meios onde há nitratos, eles sempre serão usados em detrimento dos demais. Neste caso, a equação simplificada que representa a produção de energia usando como fonte de carbono a mesma glicose usada na Equação 4-1 e como acetor de elétrons o oxigênio ligado a moléculas de nitratos (no exemplo abaixo, nitrato de potássio) fica:

$$\boldsymbol{5\ C_6H_{12}O_6 + 24\ KNO_3 \xrightarrow{\substack{organismos \\ desnitrificantes}} 30\ CO_2 + 18\ H_2O + 24\ KOH + 12\ N_2}$$

Como se vê, dentre os compostos gerados por esta reação, o único que contém nitrogênio é o nitrogênio gasoso N_2. Ora, este composto é um gás cuja solubilidade em água não é elevada e que, por

isso, tende a se desprender do meio líquido. Logo, a desnitrificação elimina todo o nitrogênio contido nesse meio. Por isso estes organismos são denominados "desnitrificantes" e a equação acima é a representação simplificada da desnitrificação biológica.

Diferentemente da nitrificação, que é levada a termo apenas por bactérias dos gêneros *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, os organismos que participam da desnitrificação pertencem a diversos gêneros, notadamente *Pseudomonas, Micrococcus, Paracoccus, Thiobacillus, Serratia, Achromobacter* e *Bacillus*. Na verdade, cerca de um terço dos gêneros de bactérias aeróbias participantes do processo de lodos ativados são capazes de desnitrificar caso o meio venha a se tornar anóxico e houver N— NO3 presente.

Um ponto importante é o fato de que a energia gerada pela oxidação da glicose usando o oxigênio extraído da molécula de nitrato (Ver reação acima) corresponde a 570 kCal/mol, enquanto a oxidação do mesmo mol de glicose usando oxigênio livre (ver Equação 4-1) libera 673 kCal. Isto significa que o uso do oxigênio livre oferece um rendimento energético maior, o que justifica o fato desta forma de oxidação ser usada sempre que possível – ou seja: havendo oxigênio livre, ele será usado preferentemente. Em outras palavras: o oxigênio livre atua como inibidor da desnitrificação que, portanto, somente é levada a cabo em meios absolutamente anóxicos.

1.3.2.1. Fonte De Carbono

Os organismos capazes de utilizar o oxigênio ligado a moléculas de nitrato para gerar energia são heterotróficos – porque usam matéria orgânica como substrato – e facultativos – porque são capazes de metabolizar tanto em ambientes óxicos, usando o oxigênio livre como acetor de elétrons, quanto em ambientes anóxicos, usando o oxigênio combinado para este fim.

Segundo publicação do US—EPA sobre remoção de nitrogênio, as reações metabólicas que usam o oxigênio livre como acetor de elétrons são praticamente idênticas àquelas que usam o oxigênio ligado a moléculas de nitratos, diferindo apenas no que toca a uma única enzima dentre as utilizadas para catalisar as reações (como vimos no Item 4.5, toda reação bioquímica é catalisada por uma enzima). Sendo assim, o metabolismo dos organismos contidos no reator biológico que usam o oxigênio livre para oxidar matéria orgânica carbonácea (sem nitrogênio) é muito similar ao dos organismos contidos nesse mesmo reator que usam o oxigênio ligado a nitratos para o mesmo fim, liberando assim o nitrogênio sob a forma de gás inerte (organismos desnitrificantes). Na verdade, alguns gêneros são capazes de usar o oxigênio livre quando disponível e apenas recorrer ao N—NO3 em ambiente anóxico. O que explica a grande variedade de gêneros de organismos desnitrificantes.

Para que ocorra a desnitrificação, além dos nitratos dissolvidos que oferecem o oxigênio necessário (acetor de elétrons), é igualmente indispensável a presença, em quantidade suficiente, de matéria orgânica (que atua como doador de elétrons).

Para calcular a quantidade necessária da fonte de carbono deve-se levar em conta que cada mg de N—NO3 removido consome ca. 4,5 mg de matéria orgânica expressa em termos de DBO_5 (em outras palavras: a relação entre DBO e N—NO3 no meio deve ser igual ou maior que 4,5).

Em alguns processos, onde a desnitrificação ocorre em um reator anóxico independente, esta fonte de carbono geralmente é metanol adicionado ao afluente do reator. A quantidade de metanol a ser adicionada deve obedecer à relação acima.

No entanto, quando a desnitrificação é combinada com o processo dos lodos ativados e se dá no mesmo reator biológico, pode-se usar como fonte de carbono a própria matéria orgânica contida no

esgoto afluente. Como a relação DBO/N usual do esgoto bruto em geral é maior que 5, a utilização do esgoto afluente como fonte de carbono é bastante atraente tanto do ponto de vista prático quanto econômico.

1.3.2.2. pH e Alcalinidade

Como vimos no item 1.3.1.1, no transcurso da nitrificação biológica a oxidação de cada mg de N— Amoniacal resulta na destruição de 7.14 mg de alcalinidade (expressa em termos de $CaCO_3$) – o que, nos casos em que o afluente não dispõe de alcalinidade suficiente, pode tornar necessária a adição de uma base (geralmente cal hidratada) ao reator biológico para adicionar alcalinidade.

Por outro lado, a desnitrificação biológica agrega alcalinidade ao meio, pois como se pode perceber de sua reação genérica:

$$\mathbf{2}\ \boldsymbol{NO_3^-} + \mathbf{2}\ \boldsymbol{H^+} \rightarrow \boldsymbol{N_2} + \mathbf{2,5}\ \boldsymbol{O_2} + \boldsymbol{H_2O}$$

... quando o nitrato é desnitrificado, cada mol de nitrato consome um mol de hidrogênio, o que gera alcalinidade. Mais especificamente, a aplicação do cálculo estequiométrico à equação acima mostra que cada mg de N—NO3 consumido na desnitrificação produz 3,57 mg de alcalinidade expressa em termos de $CaCO_3$.

Assim, quando a desnitrificação biológica se dá em conjunto com a nitrificação biológica, a primeira reverte parcialmente os efeitos da última no que toca ao consumo de alcalinidade. Este é um fator importante nos casos em que o afluente não contém alcalinidade suficiente para garantir a manutenção do pH na faixa adequada, pois evita a adição de produtos químicos para suprir esta necessidade.

Incidentalmente: a desnitrificação biológica não é tão sensível a variações de pH quanto a nitrificação biológica. Desde que o pH se mantenha na faixa de 6,5 a 8 (usual nos reatores biológicos de lodos ativados), a taxa de desnitrificação praticamente não é afetada.

1.3.2.3. Redução do Consumo de Oxigênio

A equação genérica mostrada no item anterior evidencia que a redução dos nitratos implica liberação de oxigênio, que é imediatamente utilizado pelo metabolismo dos organismos desnitrificantes para oxidar a matéria orgânica carbonácea que usam como alimento. Caso não houvesse desnitrificação, esta matéria orgânica seria metabolizada aerobiamente pelos demais organismos, consumindo parte do oxigênio livre fornecido pelos dispositivos de aeração.

Como a estabilização da matéria orgânica efetuada pelos organismos desnitrificantes não consome o oxigênio dissolvido no interior do reator biológico de lodos ativados pelos aeradores, a massa de oxigênio a ser suprida ao processo é significativamente menor que aquela fornecida ao mesmo processo caso não houvesse desnitrificação conjugada com a nitrificação. Nessas condições, cada mg de N—NO3 consumido na desnitrificação biológica implica a economia de 2,86 mg de oxigênio fornecido ao TA.

Ora, como vimos no Item 1.3.1.3, a nitrificação biológica é feita às expensas de grande consumo de oxigênio (mais especificamente, 4,6 mg de oxigênio por mg de N— Amoniacal nitrificado). Como a desnitrificação biológica repõe 2,86 mg O_2/mg N, ela implica uma economia superior a 60% do oxigênio consumido pela nitrificação biológica.

1.3.2.4. Influência Da Temperatura

A desnitrificação biológica é menos sensível à temperatura que a nitrificação biológica e pode ocorrer em uma faixa de variação bem mais larga: desde pouco acima de 0ºC até 50º C, com a faixa ótima situando-se entre 35º C e 50º C.

Porém, ainda que em menor grau, a taxa específica de utilização de substrato é influenciada pela temperatura de acordo com a relação:

$$U_{DT} = U_{D20} C^{(T-20)} \qquad \text{Equação A-1. 8}$$

Onde:

U_{DT}: taxa específica de utilização de N—NO3 para desnitrificação na temperatura **T** (dia^{-1});

U_{D20}: taxa específica de utilização N—NO3 para desnitrificação a 20º C (dia^{-1});

C: Coeficiente de correção de temperatura (adimensional);

T: temperatura do meio (º C).

Segundo a literatura técnica pertinente, o coeficiente de correção de temperatura varia na faixa de 1,03 a 1,2 (adimensional). O valor recomendado de **C** se situa na faixa de 1,08 a 1,09.

Para o caso da desnitrificação do esgoto sanitário usando o próprio esgoto como fonte de carbono e na faixa de temperatura de 15º C a 27º C, o valor sugerido de U_{D20} varia na faixa de 0,03 mg N— NO3/mg SSV.dia (Metcalf & Eddy)

1.3.2.5. Desnitrificação no Fundo do DF

Os fenômenos relativos à sedimentação do lodo no DF são tão cruciais para o desempenho do processo que foi incluído todo o Anexo II apenas para discuti-los. Aqui será abordada apenas a ocasional ocorrência de desnitrificação no fundo da unidade.

Uma análise superficial dos conceitos da nitrificação biológica, sua elevada necessidade de oxigênio, grande dependência da temperatura, exigências relativas à idade do lodo e a grande variedade de fatores que a inibem, pode levar a crer que ela dificilmente acontecerá caso o sistema não venha a ser concebido especificamente para tal fim.

Na verdade, ocorre exatamente o oposto. Isto porque tais limitações devem ser entendidas como fatores condicionantes do processo quando a nitrificação é uma exigência legal ou ambiental e o sistema é dimensionado com o propósito específico de nitrificar, ou seja, quando é imperioso garantir que a nitrificação ocorra durante 100% do tempo. Porém, em climas quentes como o nosso, mesmo em sistemas de lodos ativados concebidos sem levar em conta a obrigatoriedade da nitrificação biológica, dificilmente ela deixará de se manifestar ocasionalmente durante certos períodos, particularmente no verão.

Portanto, em sistemas de lodos ativados operados no Brasil, deve-se contar com a muito provável ocorrência da nitrificação, ainda que parcial ou ocorrendo apenas nos meses mais quentes.

Nestas ocasiões o efluente do tanque de aeração conterá certa concentração de nitratos. O resultado disso é que o fundo do DF, onde o lodo sedimenta, torna-se um ambiente onde há nitratos dissolvidos.

Assim sendo, exceto pela ausência de agitação, o fundo de um DF de lodos ativados onde ocorreu nitrificação no TA apresenta todas as condições exigidas para a desnitrificação: organismos

desnitrificantes que abundam na biota dos lodos ativados, presença de nitratos dissolvidos no líquido efluente do TA e alguma concentração de matéria orgânica remanescente, tudo isto em um ambiente anóxico – pois qualquer oxigênio trazido para o DF pelo efluente do TA é consumido rapidamente pela biota que se sedimenta no interior do DF.

Ora, esta desnitrificação no fundo do DF é bastante inconveniente, pois o N—NO3 é convertido em gás nitrogênio. Esse gás, à medida que vai sendo gerado, forma pequenas bolhas que são adsorvidas pelos flocos de lodo. Com o prosseguimento da desnitrificação, estas bolhas crescem e acabam por flutuar, arrastando para cima os flocos de lodo de forma semelhante ao que ocorre na operação unitária denominada flotação (ver Item **Erro! Fonte de referência não encontrada.**).

Estes pequenos flocos de lodo ascendentes (em inglês, "*pin point flocs*") que se dirigem à superfície do DF tendem a se incorporar ao efluente final, cuja qualidade deterioram devido ao aumento tanto da concentração de sólidos em suspensão como da DBO.

Caso este problema se manifeste, pode-se reduzir seus efeitos aumentando o fornecimento de oxigênio junto à saída do reator biológico, garantindo uma concentração de oxigênio dissolvido em seu efluente suficiente para manter algum oxigênio dissolvido no fundo do DF, inibindo assim a desnitrificação.

Em sistemas concebidos para remover nitrogênio por nitrificação/desnitrificação biológica integrada aos lodos ativados este problema não se manifesta com a mesma intensidade posto que a maior parte do nitrogênio gasoso resultante da desnitrificação se desprende no próprio reator onde ela ocorre (câmara anóxica), reduzindo a níveis desprezíveis sua concentração no fundo do DF.

Esta é mais uma das vantagens da desnitrificação biológica, que se junta à economia de oxigênio, geração de alcalinidade e redução da presença de nutrientes no efluente.

2. Anexo II: Sedimentação Zonal

Nesta unidade...

Sedimentação Zonal
Sedimentação Zonal em Batelada
Sedimentação Zonal Contínua
Teoria do fluxo de sólidos
Análise do Ponto de Estado ("*State Point* Analysis")

A-II

2.1. Sedimentação Zonal

A operação unitária que resulta na separação por gravidade de um líquido das partículas sólidas suspensão mais densas que este líquido se denomina "decantação". Do líquido que permanece na superfície diz-se que foi "decantado". Já das partículas mais densas que ele e que se assentam no fundo diz-se que foram "sedimentadas".

A decantação é uma das operações unitárias mais amplamente utilizadas no tratamento de esgotos.

No que toca à tendência das partículas interferirem umas com as outras enquanto se sedimentam, o fenômeno de sedimentação pode ser classificado em quatro tipos.

- **Sedimentação discreta**, ou tipo I: as partículas se dirigem para o fundo individualmente sem que haja interferência entre elas. Ocorre em suspensões em que a concentração de partículas é pequena. O fenômeno é governado pela Lei de Stokes e a velocidade de sedimentação da partícula depende do seu diâmetro, de sua densidade e da densidade e viscosidade do líquido. Após um estágio inicial (de duração desprezível) em que a velocidade de sedimentação aumenta paulatinamente devido à ação da gravidade, o peso da partícula (constante) se iguala à resistência oferecida pelo líquido (viscosidade cinemática, cujo valor mantém uma relação direta com a velocidade). Nesse ponto as duas forças se equilibram e a velocidade de sedimentação passa a ser constante, variando apenas em função do diâmetro da partícula. No tratamento de esgotos a sedimentação discreta ocorre tipicamente nas caixas de areia por gravidade.

1. **Sedimentação floculenta**, ou tipo II: Ocorre em suspensões relativamente diluídas (tipicamente abaixo dos 1.000 mg/L), nas quais as partículas, ao se dirigirem para o fundo, se encontram com partículas de menor velocidade, com as quais coalescem, formando um floco que atua como uma

única partícula cujo diâmetro aumenta à medida que mais partículas aderem a ele. Por depender essencialmente do diâmetro da partícula, a velocidade de sedimentação tende a aumentar ao longo do trajeto. No tratamento de esgotos sanitários ocorre tipicamente nos decantadores primários e na separação de flocos formados devido à adição de coagulantes químicos.

2. **Sedimentação zonal**, ou tipo III: ocorre em suspensões relativamente concentradas (concentrações acima de 1500 mg/L), nas quais as partículas que sedimentam entram em contato umas com as outras, interferindo na sedimentação das que estão em suas proximidades (daí o nome em inglês, "*hindered settling*" – onde o verbo "*hinder*" significa "atravancar", "atrapalhar", "dificultar"). As partículas tendem a manter suas posições relativas, sedimentando em conjunto como uma estrutura única cuja altura se reduz à medida que o fenômeno prossegue, aumentando a concentração no fundo. Após iniciado o fenômeno, forma-se uma clara interface entre a camada (ou "lençol") de lodo que se sedimenta e a água limpa acima dela. No tratamento de esgotos sanitários ocorre tipicamente nos decantadores finais de lodos ativados e nos decantadores secundários de processos biológicos.
3. **Compressão**, ou tipo IV: ocorre em meios onde a concentração de partículas se tornou tão grande (tipicamente próxima de 10.000 mg/L) que formam uma estrutura única e qualquer sedimentação posterior só pode ocorrer caso o próprio peso das partículas que sedimentam na parte superior venha a comprimir a parte inferior desta estrutura. No tratamento de esgotos ocorre tipicamente nas camadas de lodo próximas ao fundo dos espessadores de lodo por gravidade.

Em tese, todos os quatro tipos podem ocorrer no interior de decantadores finais de LA. Pequenos flocos que escapam do lençol de lodo sedimentam individualmente conforme a sedimentação discreta tipo I. Quando seu número é significativo, estes flocos se aglomeram e ocorre então a sedimentação floculenta tipo II. E ao longo do processo, o espessamento do lodo no fundo da unidade pode fazer com que a formação de camadas de lodo com concentrações muito elevadas leve à compressão, ou sedimentação tipo IV. Mas a importância destes tipos de sedimentação no interior dos DF de LA é pouco significativa face à influência da sedimentação zonal tipo III, que controla o processo.

Como este anexo tem por objetivo a discussão do comportamento dos decantadores finais do sistema de aeração do processo dos lodos ativados (ver Item 6.2.5), ele se volta essencialmente para o estudo da sedimentação zonal ou tipo III.

Importante

Neste ponto convém ressaltar dois aspectos essenciais. O primeiro é que a sedimentação zonal é um fenômeno bastante complexo com algumas peculiaridades que dificultam sua compreensão. O segundo é sua importância extraordinária no processo dos lodos ativados.

Hoje se sabe que as principais causas dos problemas que provocam queda na eficiência do processo dos LA são devidas ao baixo desempenho do DF, particularmente no que toca a seu funcionamento como espessador do lodo sedimentado. Por conseguinte, para compreender o funcionamento do sistema de aeração é imprescindível conhecer detalhadamente a sedimentação zonal. Por isso o tema

assume tal proeminência que mereceu o destaque de ser discutido separadamente neste anexo. E é também por isso que tentaremos detalhar o fenômeno tão minunciosamente quanto possível, mesmo correndo o risco de parecer repetitivo.

2.1.1. "Sedimentabilidade" do lodo

No que toca a seu comportamento durante a sedimentação zonal, lodos dessemelhantes, de origens diferentes e em distintas condições operacionais podem exibir desempenhos inteiramente diversos. Alguns lodos sedimentam "melhor", outros nem tanto. E considera-se que um lodo sedimenta bem quando as camadas que formam o lençol de lodo se deixam atravessar rapidamente pelas partículas da suspensão que se acumulam no fundo com concentração elevada (essa explicação será mais facilmente entendida quando examinarmos o comportamento do lodo no interior de DFs em operação, de modo que se agora paira alguma dúvida, volte aqui após a discussão do Item 2.3).

Define-se então o termo "sedimentabilidade" como a propriedade do lodo que exprime sua maior ou menor facilidade em sedimentar.

Diversos fatores exercem influência sobre esta propriedade. E, citando a publicação "**Clarifier Design – Manual of Practice No. FD-8**" da Water Environment Federation: "*Sludge settleability is central to the health of the biological system. Ironically, settleability is influenced by conditions in the activated sludge basin but manifests itself in the clarifier*" (A sedimentabilidade do lodo é crucial para o desempenho do sistema biológico. Ironicamente, a sedimentabilidade é influenciada pelas condições reinantes no reator biológico dos lodos ativados, porém seus efeitos se manifestam no decantador).

Um sistema de aeração bem projetado e corretamente operado cujo reator biológico oferece condições de gerar uma biota que favorece a reprodução de organismos formadores de flocos enquanto inibe a proliferação de organismos que dificultam a floculação produz um lodo ativado de boa sedimentabilidade.

Vamos então examinar sumariamente os fatores responsáveis pela geração do lodo.

4. **Características do afluente:** origem (esgoto sanitário ou efluente industrial – e, neste caso, tipo da indústria que o gerou), fração solúvel do substrato orgânico, temperatura e pH no interior do reator biológico, presença de óleos e graxas, septicidade, tipo da rede contribuinte (unitária, separação parcial ou absoluta), características dos reciclos internos da ETE, etc.;
5. **Condições do reator biológico:** configuração (tipo do fluxo: de pistão, completamente misturado ou fluxo misto), concentração de SST mantida em seu interior, condições operacionais (anóxico ou aeróbio – e, nesse caso, concentração média do oxigênio dissolvido em condições operacionais normais), Idade do Lodo do processo (sistemas com elevadas idades do lodo tendem a gerar lodo com má sedimentabilidade devido à significativa presença de resíduo endógeno de baixa densidade e baixa tendência à floculação) etc.;
6. **Presença de organismos filamentosos:** Um lodo bem formado e com boa sedimentabilidade é constituído principalmente por organismos que se aglomeram com facilidade formando flocos bem definidos (e por isso mesmo denominados "formadores de flocos"). Estes organismos são, principalmente, dos grupos metazoários, protozoários e, predominantemente, bactérias. Mesmo em lodos bem formados, é comum a presença de organismos filamentosos (*Nocardia, Sphaerotilus Natans, Beggiatoa* e outros). Quando esta presença é inexpressiva, não exerce efeito significativo sobre a sedimentabilidade do lodo. Mas quando presentes em grande número (e há

ocasiões nas quais as condições ambientais prevalentes no TA lhes são tão favoráveis que passam a predominar na biota) seu efeito sobre a sedimentabilidade do lodo é desastroso. As células dos filamentosos têm a aparência de fios longos e delgados (daí o nome) que, quando incorporados aos flocos, estendem suas extremidades para fora deles, impedindo sua coalescência com os demais. Nas condições mais severas chegam a impedir a formação de flocos e, neste caso, o lodo não sedimenta. Este fenômeno denomina-se "intumescimento" (em inglês, "*bulking*") e é, seguramente, o mais grave problema operacional que pode ser enfrentado pelo responsável por uma ETE de lodos ativados. A Figura A2- 1 (de microfotografias dos Biol. Tiago Tourinho e Tiago Viana) mostra duas imagens onde se vê, na da esquerda (obtida na ET Ilha do Governador, RJ), um floco bem formado enquanto na da direita (obtida na ETE Alegria, RJ) uma amostra de lodo no qual os filamentosos são tão abundantes que suas células impedem que os flocos coalesçam, dificultando (ou, em casos extremos, impedindo) que o lodo venha a se espessar;

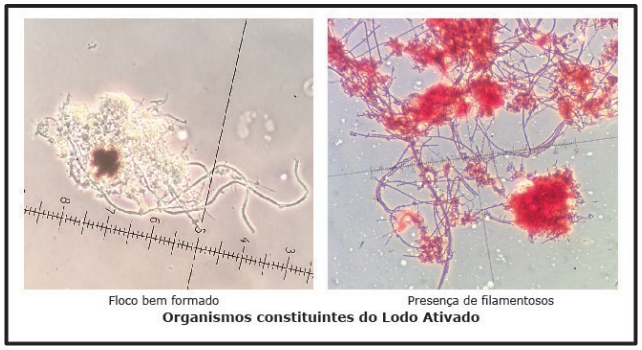


Figura A2- 1 – Organismos do lodo ativado

7. **Presença de sólidos dificilmente sedimentáveis:** em alguns casos o lodo contém certa quantidade de sólidos que, ou pelo pequeno diâmetro da partícula, ou pela pouca diferença entre sua densidade e a densidade da água, apresentam muito baixa velocidade de sedimentação e acabam por se perder juntamente com o efluente do DF. Estes sólidos estão presentes efluente do TA seja porque foram removidos dos flocos pela força de cisalhamento em meio fortemente agitado (principalmente quando se usa aeradores mecânicos superficiais), seja por apresentarem pequena tendência à floculação. Em geral o número destas partículas é desprezível e não interfere no fenômeno de sedimentação nem na qualidade do efluente. Entretanto há casos em que a quantidade é tão grande que sua presença no efluente pode fazer com que a qualidade deste efluente fuja do padrão almejado;
8. **Efeito da temperatura:** a temperatura do líquido no interior do DF exerce efeito significativo sobre a sedimentabilidade do lodo. O "**Clarifier Design – Manual of Practice No. FD-8**" acima citado informa que pesquisas realizadas por Reed e Murphy em 1969 demonstraram que a velocidade de sedimentação zonal de uma camada de partículas com concentração de 2.000 mg/L em meio com temperatura de 20ºC é 75% maior que em meio com temperatura de 0ºC , mas que o efeito da temperatura se reduz à medida que aumenta a concentração da camada. No entanto convém notar que a questão está fora do controle do operador de um sistema de lodos ativados, sendo mencionada aqui meramente com o objetivo de informar que esta influência existe.

A ação combinada de todos esses fatores faz com que cada lodo tenha sua sedimentabilidade. Que, sendo uma propriedade do lodo, pode ser mensurada. E para fazermos sua avaliação precisamos de informações sobre a forma pela qual transcorre a sedimentação do lodo ao longo do tempo.

2.2. Sedimentação Zonal em batelada

A sedimentação do lodo ativado em um DF é um processo contínuo no qual tanto a admissão da suspensão na unidade quanto a remoção do líquido clarificado pela parte superior e do lodo espessado pelo fundo se dão ininterruptamente. Porém, para entender o que se passa nesta unidade de tratamento, é preciso conhecer as características do lodo e seu comportamento durante a sedimentação em batelada. Para isto, convencionou-se observar o fenômeno em provetas de um litro como as mostradas na Figura A2- 2.

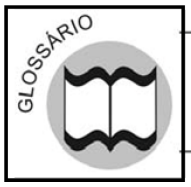
O procedimento consiste em despejar na proveta a suspensão homogeneizada na concentração **X** e observar o comportamento do lodo em seu interior ao longo do tempo.

Figura A2- 2 – Sedimentação em proveta

No instante inicial todo o lodo se dispõe homogeneamente no interior da proveta na concentração **X** como mostrado do lado esquerdo da Figura A2- 2. Decorridos alguns instantes, percebe-se a formação de uma interface claramente identificável entre o líquido clarificado e a massa de lodo, ensejando a divisão do conteúdo da proveta em duas zonas (daí o nome deste tipo de sedimentação): a zona de água limpa, junto à superfície e, abaixo dela, a zona (ou lençol) de lodo. Esta interface se desloca para baixo à medida que o lodo espessa no interior da proveta. Com isto a espessura do lençol de lodo se reduz, enquanto aumenta a da zona de água limpa. Examine a imagem da direita da

Figura A2- 2, uma foto obtida algum tempo depois do início da sedimentação; note como de fato a "zona de água limpa" realmente merece este nome e perceba a clara interface entre as duas zonas.

Como sabemos, na sedimentação zonal a concentração de SST é tão elevada que as partículas permanecem em contato umas com as outras, interferindo mutuamente no comportamento do conjunto. Como a sedimentação ocorre por ação da gravidade e sendo o meio inicialmente homogêneo, partículas presentes em uma dada seção horizontal do lençol de lodo (que, portanto, compartilham a mesma concentração) sedimentam com a mesma velocidade. Esta hipótese tem se demonstrado válida e é costumeiramente adotada na análise da sedimentação zonal. E a observação do fenômeno leva à conclusão que, para um lodo com determinadas características reológicas, a velocidade de sedimentação de uma camada homogênea horizontal depende exclusivamente da concentração da camada.



Reologia: ramo da mecânica que estuda as deformações e o fluxo da matéria, especialmente o comportamento dos materiais ante seus limites de resistência à deformação (Houaiss).

Importante

Sendo a velocidade de sedimentação de uma camada horizontal de lodo uma função apenas de sua concentração e considerando que quanto maior esta concentração, maior a massa de lodo contida por unidade de volume da suspensão, seria de esperar que a velocidade de sedimentação variasse na razão direta da concentração, ou seja, quanto maior a concentração de lodo na camada, maior a velocidade com que ela se desloca para o fundo. Entretanto, por paradoxal que pareça, ocorre exatamente o oposto. Isto porque, como mencionado no item anterior, a característica mais notável da sedimentação zonal é o fato de as partículas se situarem tão próximas umas das outras que cada uma delas interfere na sedimentação das demais, dificultando ("hindering") seu deslocamento para o fundo da unidade por ação da gravidade. Essa interferência é tanto maior quanto maior a proximidade entre as partículas (e, portanto, a concentração da camada). Logo, a dificuldade em sedimentar cresce com o aumento da concentração. Por isto, na sedimentação zonal, a velocidade de sedimentação de uma camada horizontal com uma certa concentração de partículas varia na razão inversa desta concentração, ou seja, quanto maior a concentração da camada, menor sua velocidade de sedimentação.

Isto posto, examinemos o desenrolar do fenômeno em batelada, ou seja, o comportamento do lodo ao sedimentar no interior de uma proveta, com a ajuda da Figura A2- 3 que mostra esquematicamente, da esquerda para a direita, a formação da interface e seu deslocamento para baixo, a divisão do

conteúdo da proveta nas zonas de água limpa e lençol de lodo e a evolução da concentração nas diversas camadas ao longo do tempo.

No início do fenômeno, como o lençol de lodo é formado por camadas horizontais de espessura infinitesimal, cuja concentração é a mesma em toda a camada. Como o conteúdo da proveta é homogêneo, todas estas camadas apresentam a mesma concentração e, portanto, se deslocam para o fundo com a mesma velocidade V_0 pois, como sabemos, para um dado tipo de lodo a velocidade de sedimentação depende exclusivamente da concentração da camada (ver, na Figura A2- 3 a proveta da esquerda, correspondente ao instante t_0).

No fenômeno contínuo, como o que ocorre no interior dos DF, há que levar em conta o fato de que o lodo que se deposita no fundo é retirado da unidade pelo dispositivo de remoção de lodo. Porém, como no fenômeno em batelada não há remoção de lodo e o fundo permanece imóvel, as camadas inferiores são impedidas de se deslocar para baixo. A ação da gravidade sobre as camadas situadas imediatamente acima delas faz com que se interpenetrem, expulsando a água intersticial, forçando as partículas a se aproximarem umas das outras, o que faz crescer a concentração junto ao fundo. E, à medida que mais camadas ali vão se acumulando, forma-se no fundo da proveta um conjunto de camadas horizontais de espessura infinitesimal cuja concentração aumenta paulatinamente.

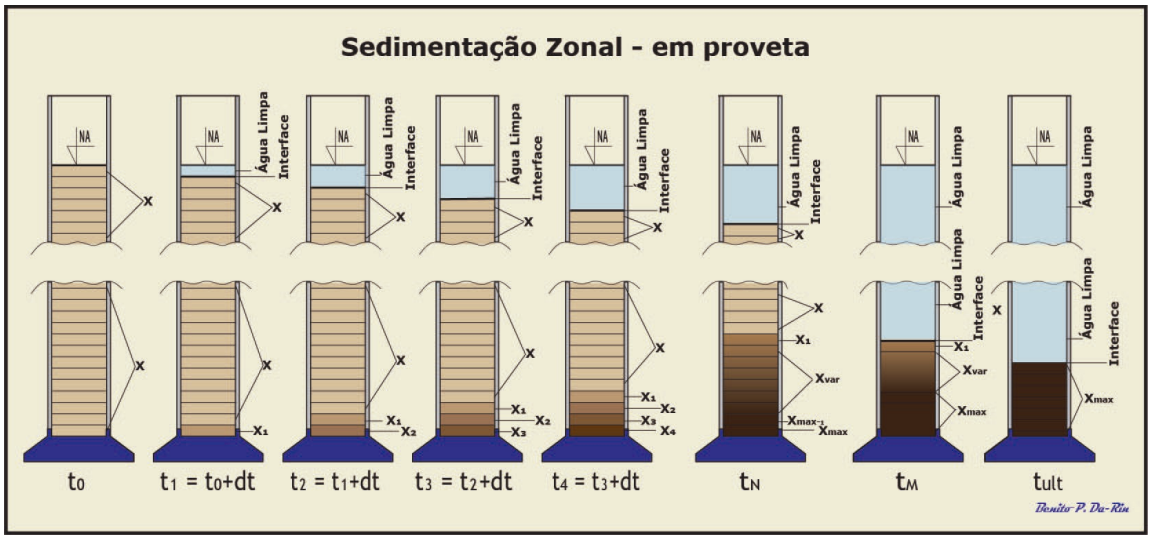


Figura A2- 3 – Sedimentação em proveta

Como vimos acima, a camada do fundo não pode se mover. Então, imediatamente após o início do fenômeno, ou seja, no instante $t_1=t_0+dt$ (veja a proveta correspondente no diagrama da Figura A2-3), devido ao aporte das partículas situadas originalmente logo acima dela e que se moveram para baixo por efeito da gravidade, ela assume a concentração X_1 infinitesimalmente maior que X (ou seja: $X_1=X+dx$). E, como as camadas superiores permanecem em sua concentração inicial X, todas elas continuam a se deslocar para baixo com a mesma velocidade de sedimentação V_0, o que faz com que, logo abaixo da superfície, se crie uma interface que separa o lodo da zona de água limpa que se forma acima. Note que a camada do fundo, evidentemente, não pode se mover para baixo, logo sua velocidade de sedimentação é nula. Mas nada a impede de aumentar sua concentração à medida que recebe partículas das camadas acima dela que continuam sedimentando.

O fenômeno prossegue. No instante $t_2=t_1+dt$ (representado na proveta seguinte), como todas as camadas acima da camada do fundo mantêm a mesma concentração inicial X, elas continuam se

movendo para baixo ainda com a mesma velocidade V_0. Já a camada do fundo, que não pode se mover, recebe mais partículas e assume a concentração $X_2=X_1+dx$. E imediatamente acima dela forma-se mais uma camada, esta de concentração $X_1=X+dx$ devido à interpenetração de mais partículas vindas de cima. Daí para cima, todas as demais mantêm a concentração inicial X e, por via de consequência, continuam a sedimentar na mesma velocidade V_0. O resultado é que na parte superior da proveta (que corresponde à terceira a partir da esquerda) a interface segue se deslocando para baixo na mesma velocidade V_0 das camadas situadas abaixo dela e a espessura da camada de água limpa continua aumentando no mesmo ritmo. Já na parte inferior, a camada junto ao fundo, agora de concentração X_2, continua imóvel. Mas a situada imediatamente acima dela, de concentração X_1, continua sedimentando, porém mais lentamente pois, como sabemos, a velocidade de sedimentação varia inversamente com a concentração.

Um instante depois, no tempo $t_3=t_2+dt$ (ver proveta correspondente na Figura A2- 3), o fenômeno prossegue de forma análoga: a ação da gravidade continua arrastando camadas para baixo que se interpenetram ao encontrarem a resistência do fundo da proveta. Assim, a concentração da camada do fundo aumenta de X_2 para $X_3=X_2+dx$, a concentração da camada situada logo acima desta cresce de X_1 para $X_2=X_1+dx$, a imediatamente superior passa de X para $X_1=X+dx$. Todas as demais camadas acima desta última mantêm sua concentração inicial X e, portanto, continuam a sedimentar com a mesma velocidade V_0. No topo da proveta a espessura da zona de água limpa segue aumentando já que a interface continua a se deslocar para baixo com a mesma velocidade V_0 das camadas situadas logo abaixo dela. E, no fundo, camadas de concentrações crescentes continuam a se acumular, reduzindo sua velocidade de sedimentação.

Uma análise da proveta que representa a situação no instante $t_4=t_3+dt$ (a quinta a partir da esquerda) mostra que até este ponto o comportamento do fenômeno continua imutável: no fundo, de baixo para cima, formam-se as camadas de concentrações decrescentes X_4, X_3 , X_2 e X_1 enquanto acima delas todas as camadas permanecem com a concentração inicial X e se deslocam para baixo ainda com a mesma velocidade V_0 arrastando a interface nessa mesma velocidade, o que faz com que a espessura da zona de água limpa aumente no mesmo ritmo.

À medida que o fenômeno prossegue, a interface continua se deslocando para baixo sempre na mesma velocidade da camada de lodo acima da qual está situada (que, como estamos vendo, permanece constante e igual a V_0 ao longo de todo o período inicial do fenômeno, posto que se situa sobre uma camada cuja concentração X se mantém constante ao longo deste período) enquanto no fundo continuam a se empilhar camadas de concentrações crescentes de cima para baixo cujas velocidades de sedimentação diminuem em ritmo inversamente proporcional à sua concentração.

Examinemos então o aspecto da proveta em um momento t_N, algum tempo depois do início do fenômeno, representado esquematicamente pela sexta proveta a partir da esquerda na Figura A2- 3.

Neste momento a zona de água limpa ocupa a parte superior da coluna líquida, já que a interface se deslocou para baixo, ainda separando as duas zonas da proveta. E a zona de lodo, situada abaixo da interface, é constituída de um número infinito de camadas horizontais de concentrações crescentes de baixo para cima. Junto ao fundo se situa a camada de maior concentração de partículas. Avaliemos esta concentração.

As partículas que constituem a suspensão têm diâmetros finitos e entre elas formam-se interstícios preenchidos com água. A concentração de uma determinada camada aumenta quando cresce a pressão exercida pelo peso das camadas situadas acima dela, forçando-a a receber mais partículas

que expulsam parte da água intersticial. Sabemos que a concentração da camada situada imediatamente junto ao fundo aumenta a partir do início do fenômeno, pois mais partículas a ela se agregam e tornam-se cada vez mais próximas, expulsando a água dos locais que passam a ocupar. E, evidentemente, há de chegar o momento no qual quase toda a água intersticial terá sido expulsa e as partículas encostarão umas nas outras, não sendo possível aproximar-se mais. A partir deste momento não há como aumentar sua concentração (exceto quando a sedimentação zonal, tipo III, se transforma em compressão, tipo IV, mas isto exerce maior influência nas unidades de espessamento de lodo, sendo menos significativo na sedimentação que ocorre nos DF de lodos ativados). Este fato leva à conclusão que **cada tipo de lodo suporta uma concentração máxima** que não pode ser ultrapassada e que depende das características reológicas do tipo de lodo.

Considerando-se que, como vimos no Item A2.1.1, a produção do lodo é um fenômeno biológico sujeito a grande número de variáveis, é praticamente impossível prever qual será o valor da maior concentração que este ou aquele tipo de lodo pode apresentar ao sedimentar. Mas é possível afirmar com segurança que cada lodo ativado apresentará um valor determinado para esta concentração. Chamemos este valor de "concentração máxima" (X_{max}).

Como a camada apoiada no fundo da proveta não pode se mover para baixo porém continua a receber partículas provenientes das camadas superiores, sendo sua espessura (e, por conseguinte, seu volume) infinitesimal, pode-se concluir que ela atinge muito rapidamente esta concentração X_{max}.

Pois bem, vamos supor que a camada junto ao fundo acabou de atingir seu valor limite X_{max} no instante t_N e vejamos como se distribuem as concentrações das camadas situadas logo acima dela e como se desenrolará o fenômeno a partir de então.

Examinando o esquema correspondente ao instante t_N na Figura A2- 3 percebe-se que na parte inferior da proveta há agora uma pilha de camadas de concentrações crescentes de cima para baixo. Conforme o pressuposto no parágrafo anterior, aquela que toca o fundo tem concentração X_{max}. Logo acima dela há uma camada de concentração infinitesimalmente menor, X_{max-1}, acima da qual se acumulam camadas (representadas pelo trecho assinalado como X_{var}) cujas concentrações se estendem por toda a gama de variação desde X_{max-1} até X_1. Sobre elas localizam-se camadas todas na concentração X, acima das quais se situa a interface que, portanto, continua mantendo sua velocidade de descenso V_0.

Note que a camada de concentração X_1 que se formou originalmente no fundo da proveta (observe a segunda proveta a partir da esquerda na Figura A2- 3), propagou-se para cima, o mesmo ocorrendo com as camadas de concentrações crescentes situadas logo abaixo dela.

Pois bem: aqui cabe ressaltar um ponto fundamental que, mal interpretado, é uma das principais razões que fazem com que o fenômeno da sedimentação zonal pareça mais complexo do que de fato é. E este ponto fundamental se evidencia pelo uso do verbo "propagar" no parágrafo anterior.

Se você acompanhar a posição da camada de concentração X_1 desde t_0 até t_N verá que ela se propaga regularmente para cima, assim como as demais camadas que se formam logo abaixo dela cuja concentração aumenta devido ao incessante aporte de partículas junto ao fundo. Mas o fato de uma concentração se "propagar" não implica movimento de matéria. O fenômeno é absolutamente análogo ao que ocorre quando uma pedra cai n'água: as ondas que se formam na superfície a partir do ponto em que a pedra atingiu o líquido se propagam para longe dele, mas isto não significa que houve qualquer deslocamento da água no mesmo sentido. Isto porque as moléculas de água mantêm suas distâncias horizontais do ponto central e apenas oscilam verticalmente, gerando a ilusão de

movimento (das ondas). E são apenas estas ondas que se propagam horizontalmente. As moléculas de água não sofrem qualquer deslocamento horizontal.

Logo o fato da concentração X_1 se propagar para cima não significa que as partículas que se mantêm nesta concentração tenham se **movido** no mesmo sentido. Pelo contrário: elas se deslocaram exatamente no sentido oposto, aumentando paulatinamente a concentração das camadas situadas abaixo. E é este aumento que faz com que as concentrações se **propaguem** para cima enquanto as partículas se **movem** para baixo. Resumindo e enfatizando: na sedimentação zonal em batelada, **concentrações se propagam** para cima enquanto **partículas se movem** para baixo.

Observação

Neste ponto cabe uma observação importante: na explicação acima, o aumento da concentração da camada junto ao fundo é descrito como transcorrendo paulatinamente ao longo de um intervalo finito apenas para facilitar o entendimento do fenômeno, especialmente no que toca à formação de camadas superpostas com concentrações variando de X_{max} até X. Na verdade, sendo a espessura da camada do fundo infinitesimal, seu volume também o é. Logo, o intervalo transcorrido desde o início do fenômeno até o momento em que a concentração da camada do fundo passa por todos os valores possíveis e atinge X_{max} é igualmente infinitesimal. Portanto o estado representado pela proveta t_N se manifesta um tempo infinitesimalmente pequeno após o início do fenômeno. Mas a lei de formação das camadas, assim como a propagação das concentrações para cima, continua absolutamente válida.

Entendido este ponto e observando-se a posição e o movimento relativo da interface e da camada de concentração X_1 no instante t_N, é fácil concluir que prosseguindo a propagação desta camada para cima enquanto continua o movimento da interface para baixo, fatalmente ambas se encontrarão. Imaginemos que este encontro se dê no instante t_M e vejamos como as concentrações se distribuem na proveta neste momento (veja a sétima proveta a partir da esquerda na Figura A2- 3).

Desde o momento em que a camada do fundo atingiu a concentração X_{max}, nenhuma das camadas acima dela pode apresentar concentração maior que ela, posto que X_{max} é o limite máximo da concentração que aquele tipo de lodo pode assumir. Mas o aporte de novas partículas não cessa. O resultado disso é que novas camadas infinitesimais de mesma concentração X_{max} passam a se formar acima da situada junto ao fundo, acumulando-se umas sobre as outras. Na prática isto significa o aumento paulatino da espessura (ou altura) da camada de concentração X_{max} devido ao acúmulo de mais partículas nesta mesma concentração nas proximidades do fundo.

Acima desta camada, agora com espessura finita e crescente, de concentração X_{max} acumulam-se camadas com espessura infinitesimal com concentrações decrescentes de baixo para cima, desde X_{max} até X_1 (representadas pelo trecho assinalado como X_{var}). E, imediatamente acima desta última situa-se a interface (e sobre ela e a zona de água limpa). Ou seja: a partir de então não há mais camada com a concentração inicial X pois todas as suas partículas migraram para a de concentração X_1.

Isto significa que a partir de t_M a interface continuará a se mover para baixo, mas não mais na velocidade constante V_0. Agora, e por um instante, enquanto ela se situar imediatamente acima da camada na concentração X_1, sua velocidade de descida será igual à velocidade de sedimentação desta camada, ou seja, V_1 (sendo $V_1 < V_0$). Isto fará desaparecer também a camada de concentração X1 e a

interface passará a situar-se acima da camada de concentração X_2, passando a mover-se para baixo com a velocidade V_2 (sendo $V_2 < V_1$), e assim sucessivamente. Ou seja: a partir de t_M a interface segue movendo-se para baixo, porém com velocidade cada vez menor, correspondente à velocidade de sedimentação (decrescente) das camadas com concentrações (crescentes) sobre as quais estará situada ao longo deste movimento

Importante

Desde o momento inicial até imediatamente antes do instante t_M a camada situada sob a interface manteve uma concentração constante e igual à concentração inicial X. O que significa que a velocidade com que se deslocou para baixo durante este período foi igual à velocidade de sedimentação V_0 desta camada (no Item A2.2.1.2 veremos porque isto é importante).

Neste ponto é fácil concluir que, com o prosseguimento de fenômeno após o instante t_M, as partículas situadas acima da já espessa camada de concentração X_{max} continuarão a sedimentar sobre ela assumindo todas elas esta mesma concentração X_{max}, o que fará com que sua espessura cresça progressivamente até alcançar a interface, que até então continuava a se mover para baixo com velocidade cada vez menor.

Quando isto ocorrer, todas as camadas horizontais estarão na concentração X_{max} e não mais sedimentarão. O movimento das partículas para o fundo da proveta cessará e a interface se manterá imóvel. Todo o lodo então estará acumulado abaixo dela com concentração homogênea igual a X_{max}.

Esta situação final está representada na Figura A2- 3 pela proveta correspondente a t_{ult} (cujo aspecto é bastante semelhante ao da imagem da direita da Figura A2- 2).

2.2.1. Avaliação da sedimentabilidade do lodo

O grau de sedimentabilidade do lodo ativado é um fator crucial para a operação do processo já que um lodo que sedimenta mal afeta diretamente a qualidade do efluente. Por isso é essencial para o operador dispor de métodos de aferição desta propriedade.

Há dois métodos disponíveis: a determinação do Índice Volumétrico de lodo e o traçado da curva de sedimentação. O primeiro foi concebido para fornecer os resultados de forma rápida e simples, porém padece de algumas limitações que levaram a introdução de algumas modificações que reduziram a rapidez e simplicidade de sua determinação. O segundo é mais acurado, porém consome mais tempo e atenção do operador. Vamos discutir ambos os métodos e cotejar suas vantagens e desvantagens.

2.2.1.1. Índices Volumétricos de Lodo

Quanto melhor sedimenta o lodo, menos volume ocupará no interior do vaso em que se deu a sedimentação, seja ele uma proveta ou um decantador final em tamanho real. A ideia básica que levou à determinação do Índice Volumétrico de Lodo, ou IVL (em inglês, "*Sludge Volumetric Index*",

ou SVI) consiste justamente em determinar o volume ocupado pela unidade de massa do lodo em suspensão após determinado tempo de sedimentação. Evidentemente, todo o procedimento é rigorosamente padronizado para que se possa comparar diferentes resultados.

Ao longo do tempo, como acima mencionado, à medida que se constatava algumas limitações das quais padecia a técnica tradicional, especialistas sugeriram modificações igualmente padronizadas do procedimento original. Aqui, examinaremos sumariamente cada uma delas e posteriormente discutiremos suas vantagens e desvantagens.

2.2.1.1.1. Índice Volumétrico de Lodo (convencional)

A técnica convencional de determinação do Índice Volumétrico de Lodo, ou IVL, foi preconizada em 1934 por Mohlmann (o que faz com que o parâmetro também seja conhecido por "Índice de Mohlmann") e consiste, essencialmente, na determinação do volume ocupado por um grama de SST do lodo após 30 minutos de sedimentação em proveta. De acordo com a padronização do "**Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**", para determinar o IVL basta verificar o volume (em mL) ocupado pelo lodo (cuja concentração de SST foi previamente determinada) após 30 minutos de sedimentação em uma proveta graduada de um ou dois litros e dividi-lo pela massa de sólidos contida na amostra (em g).

A fórmula para sua obtenção é:~

$$IVL = \frac{V_{30}}{X.V_p} \qquad \text{Equação A-2. 1}$$

Onde:

IVL: índice volumétrico de lodo ou índice de Mohlmann (mL/g);

X: Concentração de SST na amostra usada para o teste (g/L);

V_{30}: Volume da zona de lodo na proveta após 30 minutos de sedimentação (mL);

V_p: Volume útil da proveta (L).

Figura A2- 4 – Amostra de lodo após 30 min de sedimentação em proveta de 1L

Caso o teste tenha sido realizado em proveta de um litro, como é mais comum, basta dividir o volume lido diretamente na graduação da proveta pelo valor numérico da concentração em g/L.

Tornando o assunto mais claro com um exemplo: a Figura A2- 4 exibe a foto de uma amostra de lodo (coletada em 19/01/2017 na ETE Alegria – RJ) após 30 minutos de sedimentação em uma proveta graduada de um litro. Nela se pode observar na graduação da proveta que naquele momento o manto de lodo ocupava um volume de 540 mL. A determinação em laboratório da concentração de SST efetuada em uma alíquota da mesma amostra resultou em 4.860 mg/L, ou 4,86 g/L.

Como o volume da proveta é 1 L, basta dividir o volume (em mL) que o manto de lodo ocupa pela concentração da amostra (em g/L) para obter o IVL. Então, IVL = (540/4,86) = 111 mL/g. Ou seja: o volume ocupado por um grama deste lodo após sedimentar por 30 minutos na proveta graduada de um litro é de 111 mL (adiante veremos que este valor indica uma sedimentabilidade "média").

Como a determinação em laboratório da concentração dos SST no tanque de aeração (onde geralmente a amostra para avaliar o IVL é coletada) deve ser executada rotineiramente para controle do processo, a única tarefa adicional necessária para obter o IVL pela técnica de Mohlmann consiste em observar o volume do lodo após sedimentar por 30 minutos em proveta de 1L. Isto feito, basta executar uma singela operação de divisão. Nada mais simples, mais prático e mais objetivo. O que faz com que esta técnica seja a mais comumente adotada para aferição da sedimentabilidade do lodo.

Porém a determinação do Índice de Mohlmann (ou IVL convencional) sofre diversas interferências que tornam difícil a comparação de resultados obtidos em diferentes amostras. Delas, as mais relevantes são a influência que a concentração inicial da amostra observada exerce sobre o valor do IVL e o chamado "efeito de parede" (a tendência das partículas da suspensão aderirem à parede do vaso onde se dá a sedimentação; como, na sedimentação zonal, cada uma das partículas que constituem uma camada interfere no comportamento das demais, esta adesão interfere no deslocamento da camada para baixo). Por esta razão alguns autores sugeriram alterações no procedimento para aumentar sua precisão e reprodutibilidade.

2.2.1.1.2. Índice Volumétrico de Lodo Agitado (IVLA)

Para eliminar a interferência do "efeito de parede", em 1975 White introduziu o Índice Volumétrico de Lodo Agitado, IVLA (em inglês, "*Stirred Sludge Volume Index*" ou SSVI).

O teste é conduzido de forma quase idêntica ao anterior: uma amostra de lodo de concentração de SST conhecida é submetida à decantação em uma proveta de um ou dois litros e o volume (em mL) ocupado pelo lodo sedimentado é dividido pela concentração inicial da amostra em (g/L) e pelo volume da proveta (em L). A diferença é que durante toda a duração do teste um dispositivo mecânico faz girar lentamente uma ou duas finas hastes verticais junto à superfície interior da parede da proveta (com rotação de 1 RPM a 2 RPM e velocidade periférica de ca. 1 cm/seg). A função da(s) haste(s) é "descolar" as partículas periféricas da parede, impedindo que sua adesão interfira na sedimentação das camadas.

O IVLA pode ser definido como o volume ocupado por um grama de SST após 30 minutos de sedimentação em proveta suavemente agitada.

Observação

Evidentemente, o uso do verbo "agitar" é um tanto exagerado para definir o efeito do movimento de uma haste que gira suavemente no interior da proveta a cerca de uma rotação por minuto. A ação seria melhor descrita pela expressão "mover delicadamente". Porém convencionou-se usar o verbo "agitar" seja porque ela é a tradução literal do verbo inglês "to stir", seja pelo fato indubitável que a designação "Índice Volumétrico de Lodo Delicadamente Remexido", embora mais politicamente correta, dificilmente seria aceita nos meios técnicos e acadêmicos.

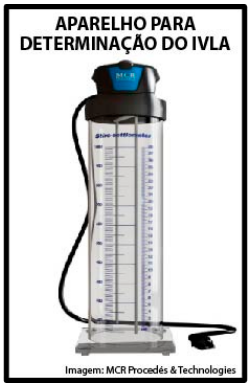


Figura A2- 5 – Aparelho para determinação do IVLA

A Figura A2- 5, obtida de material publicitário do fabricante (MCR Procedés & Technologies) mostra a aparelhagem utilizada para efetuar a determinação do IVLA. Nela se pode perceber o acionador elétrico no topo da proveta e as duas hastes verticais giratórias em seu interior.

2.2.1.1.3. Índice Volumétrico de Lodo Diluído (IVLD)

Como vimos, a concentração inicial da amostra é mais um dos fatores que exercem influência sobre a determinação do valor do IVL.

Neste ponto convém estabelecer como se constata este efeito. Por exemplo: é claro que será pequeno o deslocamento da interface de uma amostra de lodo (coletada na tubulação de retorno dos lodos ativados) com concentração de 10.000 mg/L em uma proveta de 1 L, L mesmo após 30 minutos de decantação. Ou seja: ao final do teste a zona de lodo ocupará quase todo o volume da proveta, levando à falsa impressão de que o lodo tem má sedimentabilidade. Não é verdade. Neste caso, o lodo pouco sedimentou porque já está sedimentado, e bem. O fato da interface mal se mover significa apenas que a concentração da suspensão está próxima de seu limite máximo, ou seja, o lodo foi espessado até uma concentração próxima de X_{max}. O que é fácil comprovar usando o próprio IVL obtido do exemplo acima, cuja amostra apresentava uma concentração inicial de 10 g/L. Feito o teste, mesmo que a interface não tenha se movido sequer um milímetro, fazendo com que o manto de lodo ocupe todos os 1.000 mL da proveta, seu IVL será [1000 mL/10 g/L] = 100 mL/g, um valor que como logo veremos indica boa sedimentabilidade.

Portanto não é assim que se constata a influência da concentração da amostra no valor do IVL, mas sim comparando os resultados de uma série de testes realizados com o mesmo lodo em concentrações diferentes. Considerando que a sedimentabilidade de um dado tipo de lodo depende de suas características reológicas e não de sua concentração, os resultados destes testes devem ser semelhantes mesmo que as concentrações iniciais dessas amostras sejam diferentes. Dick e Vesilind realizaram testes de sedimentação em proveta com lodos que apresentavam boas características de sedimentabilidade e constataram que quando as concentrações iniciais eram muito elevadas, os resultados passavam a apresentar um desvio crescente. Este fato dificultava a comparação de resultados de testes realizados com o mesmo lodo (ou seja, lodo da mesma ETE) em diferentes ocasiões.

Para reduzir a influência da concentração da amostra no índice de lodo, em 1964 Stobbe desenvolveu uma técnica na qual o valor do índice apenas era considerado válido caso o volume da zona de lodo após 30 minutos de sedimentação se mantivesse entre os limites de 150 mL/L e 250 mL/L (o que corresponde a volumes da zona de lodo entre 150 mL e 250 mL em provetas de um litro). Para isto ele se baseou na constatação de que quando o volume do lodo após os 30 minutos de sedimentação se apresenta igual ou menor que 25% de seu volume inicial (o que, em uma proveta de um litro, corresponde a um volume de lodo igual ou menor que 250 mL) o valor do SVI não sofre a influência da concentração inicial.

Portanto é preciso garantir que a determinação do índice seja feita dentro desse limite de volume sedimentado. Assim, caso o teste de IVL apresente um volume lodo sedimentado maior que 250 mL, Stobbe sugeriu diluir a amostra no efluente do DF da ETE em que o lodo foi produzido até se conseguir alcançar uma concentração na qual o volume de lodo sedimentado se situe no interior da faixa – o que justifica o nome "Índice Volumétrico de Lodo Diluído" ou IVLD (em inglês, "*Dilute Sludge Volume Index*", DSVI).

A padronização determina que o teste seja efetuado em amostras sucessivamente diluídas até alcançar um valor de volume sedimentado em 30 min situado na faixa acima estabelecida, sempre dobrando o fator de diluição (2x; 4x; 8x ... a razão disso é que as concentrações de SST nas diversas diluições serão sempre iguais à metade da obtida na diluição anterior, o que permite efetuar apenas uma determinação de SST, aquela feita na amostra inicial – que será sucessivamente dividida por dois). Isto feito, seleciona-se a amostra cujo volume de lodo sedimentado em 30 min se situe entre 150 mL/L e 250 mL/L e divide-se este volume pela concentração relativa ao fator de diluição correspondente.

O IVLD pode ser obtido usando-se ou não a técnica de agitação descrita no item anterior.

2.2.1.1.4. Índice de Vol. de Lodo específico Agitado a 3,5 g/L ($IVLA_{3,5}$)

O Índice de Volume de Lodo específico Agitado a 3,5 g/L ou $IVLA_{3,5}$ (em inglês "*Stirred Specific Volume Index at* 3,5 g/L", ou $SSVI_{3,5}$) é definido como o volume ocupado por um grama de SST do lodo com concentração inicial de 3,5 g SST/L após 30 minutos de sedimentação em proveta suavemente agitada. Esta técnica foi preconizada por White para padronizar os resultados obtidos em diferentes fontes, eliminando as influências tanto do efeito de parede quanto da concentração inicial. Para isto a determinação do parâmetro deve ser feita sempre usando amostras na concentração inicial padronizada de 3,5 g/L (ou 3.500 mg/L), escolhida por ser um valor relativamente comum das concentrações de SSTA em ETEs de lodos ativados.

Ocorre que não há forma prática de gerar uma amostra cuja concentração seja exatamente de 3,5 g/L. A forma de contornar este problema é executar um conjunto de testes de sedimentação em provetas agitadas conforme a técnica descrita no item A2.2.1.1.2 usando diferentes amostras cujas concentrações iniciais (previamente determinadas em laboratório) variem entre 2.000 mg/L a 6.000 mg/L obtidas concentrando (ou, eventualmente, diluindo) amostras coletadas no TA ou na tubulação de retorno de lodo ativado. Efetuados os testes, calcula-se o IVLA de cada uma delas, dispõe-se os resultados em um gráfico correlacionando a concentração inicial de cada amostra com seu IVLA e determina-se por interpolação o valor do índice correspondente à concentração de 3.500 mg/L. Este valor representa o $IVLA_{3,5}$.

A técnica de determinação do $IVLA_{3,5}$ parece ser um excelente exemplo de como a busca exagerada por precisão pode tornar desnecessariamente complicado e difícil algo que originalmente era simples e fácil. Por outro lado, quando um elevado nível de precisão é imprescindível, deve-se cogitar seriamente adotar esta técnica.

2.2.1.1.5. Interpretação dos resultados do IVL e escolha da técnica mais adequada

Todos os tipos de índices de lodo acima descritos têm em comum o fato de serem determinados usando o volume ocupado por um grama de SST do lodo após 30 minutos de sedimentação. O que permite concluir que, seja qual for a técnica adotada, quanto menor seu valor, melhor a sedimentabilidade do lodo (pois a mesma massa de sólidos espessa-se em um volume menor). A questão é determinar qual faixa de valores (de cada técnica adotada para a análise) pode ser considerada como indicadora da sedimentabilidade almejada para a ETE. Uma questão que tem causado acirrados debates e para a qual foram oferecidas diversas respostas.

Uma pesquisa em busca daquilo que poderia ser considerado a lista de faixas ideais seria improfícua. E, considerando que as diferentes opiniões de respeitáveis especialistas divergem não apenas quanto às faixas de valores, mas também sobre qual seria o tipo de índice mais adequado, o autor acredita que a melhor solução é adotar os valores fornecidos por uma fonte confiável. Aqui vai, então, a transcrição da tabela obtida na publicação "**Princípios do Tratamento de Águas Residuárias – Lodos ativados**" de Marcos Von Sperling, uma das melhores publicações em português sobre o assunto.

Tabela A2-1 - Faixas de valores do IVL

SEDIMENTABILIDADE	Faixa de valores do índice volumétrico de lodo (mL/g)			
	IVL	IVLD	IVLA	$IVLA_{3,5}$
Ótima	0 a 50	0 a 45	0 a 50	0 a 40
Boa	50 a 100	45 a 95	50 a 80	40 a 80
Média	100 a 200	95 a 165	80 a 140	80 a 100
Ruim	200 a 300	165 a 215	140 a 200	100 a 120
Péssima	> 300	> 215	> 200	> 120

Pois bem: diante de tantos e tão variados índices de lodo e tantas faixas divergentes de valores, o responsável pela operação de uma ETE se vê diante do dilema de qual deles escolher para classificar a sedimentabilidade do lodo gerado em sua estação.

Uma pergunta para a qual se encontrará muitas respostas, todas baseadas em sólidos argumentos, porém discordantes. Então, para acrescentar mais uma, aqui vai a opinião do autor. Uma opinião baseada em exatos 50 anos de experiência profissional dedicados à operação, projeto e análise de desempenho de centenas, talvez milhares, de instalações e projetos de ETEs. Incluindo mais de 20 anos durante os quais lecionou sobre o tema.

Vamos a ela.

Se seu interesse principal é acompanhar o desempenho de sua(s) ETE(s) de Lodos Ativados e monitorar a qualidade do lodo nela(s) gerado, não se deixe levar por refinamentos e preciosismos supérfluos: use o bom e velho IVL convencional. É simples, fácil de determinar e, quando se trata do lodo gerado na mesma ETE, produz resultados perfeitamente comparáveis.

Escolhida a técnica resta determinar que faixas de valores devem ser consideradas para classificar o lodo de acordo com sua sedimentabilidade e escolher a faixa ideal para operar a(s) ETE(s).

Ocorre que esses valores dependem da ETE. Se você é responsável pela operação de duas ETEs das quais uma delas é de lodos ativados pela variante convencional com idade do lodo relativamente pequena e a outra uma ETE em Aeração Prolongada com idade do lodo de mais de 20 dias, evite comparar os valores de IVL nelas obtidos. Em princípio, o da ETE em aeração prolongada deverá ser maior que o da ETE convencional, mas isto não deve ser motivo de preocupação. Pois o que de fato indicará se este ou aquele valor do IVL se situa na faixa ótima, média ou péssima é o comportamento de cada ETE ao longo do tempo, mais especificamente de seu DF. Se, com dado valor de IVL: a) não ocorre perda de lodo com o efluente final; b) a concentração de SS neste efluente, assim como os demais parâmetros de controle da instalação, se mantém na faixa exigida pela legislação e especificada em projeto e c) o lodo na tubulação de retorno apresenta uma concentração adequada, as condições de sedimentabilidade estão ótimas e aquele valor de IVL é adequado.

Convém comparar, sim, resultados obtidos na mesma ETE hoje, ontem, na semana passada e nos meses anteriores. Coteje os dados recentes com os obtidos nas ocasiões em que a experiência da operação diária lhe mostrou que o lodo estava "bom" e com os produzidos nas ocasiões em que ele estava "ruim". Não se importe com os valores absolutos, apenas compare-os. Caso o valor do IVL de hoje esteja próximo ou menor que os obtidos nas ocasiões em que sua experiência mostrou que o lodo sedimentava e a eficiência da ETE era impecável, comemore. Caso contrário, preocupe-se e apresse-se a procurar as causas.

Verifique, no dia-a-dia da operação, se o IVL vem crescendo ou diminuindo com o passar dos dias. Se estiver estável ou diminuindo, regozije-se. Mas se começar a crescer, verifique se isto é o começo de uma tendência e mexa-se, antes que seja tarde e que seu DF comece a perder lodo pelo vertedouro de saída.

É o que basta.

Mas isto não quer dizer que se deve desprezar as demais técnicas de determinação do IVL, que podem ser úteis na prática em pelo menos duas situações.

A primeira se manifesta no caso da necessidade de estabelecer uma correlação entre velocidade de sedimentação de uma camada de lodo e sua concentração [função $\mathbf{Vs} = f(\mathbf{X})$]. Pois como já

mencionamos e logo discutiremos em detalhe no Item A2.2.1.3, estes dois parâmetros se inter-relacionam e alguns autores desenvolveram modelos matemáticos para estabelecer a relação entre eles, modelos baseados no IVL de um determinado tipo (ver Item A2.2.1.3.2.3). Caso, ao se adotar um desses modelos matemáticos, se dispuser de uma amostra do lodo para o qual se pretende estabelecer alguma correlação (seja amostra coletada em uma ETE ou em uma instalação piloto) cujo valor do IVL será introduzido no modelo matemático (ou comparado com resultados previamente obtidos neste modelo), certamente deverá ser usado o mesmo tipo preconizado pelos autores do modelo

A segunda é na eventualidade da ocorrência de um problema agudo. Por exemplo: há alguns anos uma ETE de grande porte cuja operação era assessorada pelo autor passou a apresentar uma forte tendência ao intumescimento do lodo, a ponto de violar todos os padrões de qualidade do efluente devido a uma exacerbada proliferação de organismos filamentosos. Os valores do IVL clássico resultavam elevadíssimos, dificultando sua comparação. Foi então utilizado o IVLD enquanto o problema persistiu, permitindo assim um controle mais "fino" da variação do índice e a determinação (e eliminação) das causas do problema.

Fora isso. há que se considerar os muitos e variados trabalhos técnicos e científicos realizados sobre o assunto. Os profissionais por eles responsáveis se vêem diante de uma situação totalmente diferente daquela encarada pelo operador de uma ETE que deseja apenas controlar a operação de sua instalação. Para este a precisão da determinação do valor do índice de lodo é irrelevante. Já para os primeiros, é crucial.

Por isso pesquisas têm sido feitas para determinar qual dos IVLs é o mais preciso. E a maioria delas (inclusive o trabalho de Ozinsky e Ekama mencionado no Item A2.2.1.3.2.2) têm demonstrado que quando é necessária precisão compatível com o nível de pesquisa técnica e científica, é aconselhável o emprego do $IVLA_{3,5}$. Porém, na opinião do autor, quando se deseja apenas controlar a operação de uma ETE, em condições normais o bom e velho IVL é suficiente. E, caso se manifeste um problema de sedimentabilidade, pode-se apelar para o IVLD enquanto durar a busca da solução para o problema.

2.2.1.2. Curva de sedimentação

No Item A2.2, mencionou-se que na sedimentação zonal o lodo sedimenta em camadas de igual concentração e que sua velocidade de sedimentação depende da concentração da camada. E, no mesmo item, ao se descrever a sedimentação em batelada no interior de uma proveta, mencionou-se que logo após o início do fenômeno forma-se uma interface entre a zona de água limpa e o lençol de lodo (ver Figura A2- 4), interface esta que se move em direção ao fundo da proveta.

Ao acompanhar a sedimentação zonal na representação esquemática da Figura A2- 3 percebe-se que imediatamente após seu início formam-se no interior da proveta camadas superpostas, todas com concentração igual a $\mathbf{X}$, concentração inicial da suspensão (e que, em virtude disso, sedimentam todas na mesma velocidade inicial $\mathbf{V_0}$). Simultaneamente, o lodo passa a se espessar junto ao fundo da proveta, formando camadas de maior concentração que se propagam para cima.

Ainda na Figura A2- 3 acompanhando ao longo do tempo a distribuição das camadas de lodo na proveta, percebe-se que durante certo período logo após o início do fenômeno a camada que se situa imediatamente abaixo da interface mantém sua concentração inicial $\mathbf{X}$ e que este período dura até que a concentração $\mathbf{X_1}$, gerada junto ao fundo no início do fenômeno e que se propagou para cima,

encontre a interface (o que, no diagrama esquemático da Figura A2- 3, ocorre no instante t_M representado pela sétima proveta a partir da esquerda). Portanto, durante todo o período que se estende deste o início do fenômeno até o instante t_M a interface se moveu para baixo com velocidade constante e igual à da camada de concentração **X** situada abaixo dela – fato que foi devidamente enfatizado na descrição do fenômeno, quando foi mencionado que sua importância seria abordada neste item.

De tudo isso pode-se concluir que, se durante certo intervalo a interface se move para baixo acompanhando a sedimentação de uma camada de concentração constante **X**, ao determinarmos a velocidade de descenso desta interface determinaremos a velocidade de sedimentação da camada de lodo naquela concentração. E este par de valores **X; Vs** (concentração e velocidade de sedimentação), juntamente com outros pares determinados usando a mesma técnica, nos permitirá estabelecer a correlação entre velocidade de sedimentação e concentração de uma camada de lodo.

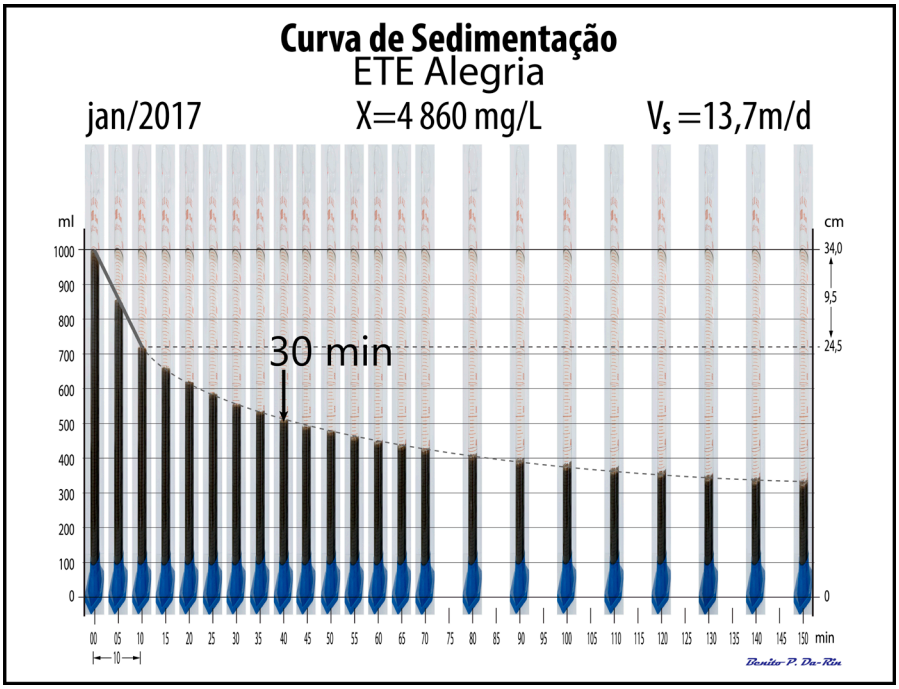


Figura A2- 6 - Curva de sedimentação de lodo a 4.860 mg/L

Senão vejamos. Examinemos a Figura A2- 6.Ela exibe uma sucessão de fotografias obtidas em intervalos regulares de uma proveta onde se efetuou por duas horas e meia a observação da sedimentação de um lodo ativado com concentração inicial de 4.860 mg/L.

Observação

O teste foi efetivamente realizado em 19/01/2017 na ETE Alegria – RJ e as fotos realmente o representam. Na figura acima as provetas parecem altas e estreitas porque foram deformadas graficamente de forma a facilitar a visualização da "Curva de Sedimentação" correspondente e simplificar o entendimento do fenômeno. Porém elas foram obtidas de provetas exatamente iguais às exibidas nas figuras anteriores deste Anexo e, em conjunto, ilustram a sedimentação do lodo daquela amostra. A imagem da proveta que corresponde aos 30 minutos de sedimentação com o lodo ocupando 540 mL é rigorosamente a mesma que aparece na Figura A2- 2 , porém deformada.

Acompanhando a posição da interface na Figura A2- 5 percebe-se que ela se movimentou para baixo com velocidade constante apenas nos primeiros quinze minutos, durante os quais o gráfico que representa este movimento corresponde a um segmento de reta. A partir deste momento ela passa a se mover cada vez mais lentamente à medida que aumenta a concentração das camadas que vão sucessivamente se posicionando abaixo dela e por isso o gráfico que ilustra este trecho do movimento corresponde a uma curva representada em linha pontilhada.

A velocidade de sedimentação correspondente aos diversos momentos representados pelas abcissas dos pontos situados no trecho curvo pode ser estabelecida calculando-se o coeficiente angular das tangentes à curva nestes pontos. Mas isso seria de escassa utilidade, uma vez que não há como avaliar as concentrações da camada situada imediatamente abaixo da interface nestes momentos (e, portanto, não há como estabelecer uma correlação entre velocidade de sedimentação e concentração). Porém, o deslocamento inicial da interface nos fornece uma informação preciosa, já que conhecemos a concentração **X** da camada situada logo abaixo dela e podemos determinar sua velocidade de descenso a partir da inclinação da reta que representa este trecho de seu movimento.

Veja, ainda na Figura A2- 6, que durante os primeiros 15 minutos a interface se moveu 9,5 cm para baixo, o que corresponde à velocidade de 0,58 m/h (ou 13,7 m/d) que, como sabemos, é igual velocidade de sedimentação da camada situada imediatamente abaixo dela e cuja concentração, igual à concentração inicial da suspensão, neste caso é de 4.860 mg/L.

Obtivemos assim um par de valores da correlação entre **X** e **Vs**: na concentração **X**=4.860 mg/L este lodo sedimenta com a velocidade **Vs**=0,58 m/h.

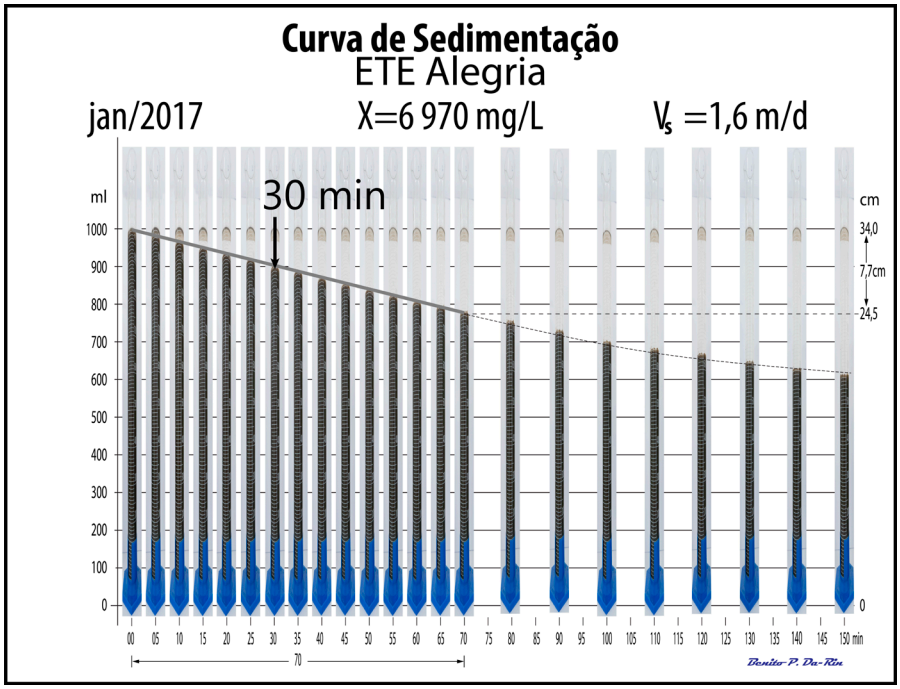


Figura A2- 7 - Curva de sedimentação de lodo a 6,970 mg/L

Veja agora a Figura A2- 7, que representa a curva de sedimentação do mesmo lodo, porém com concentração inicial de **X**=6.970 mg/L

Ela é absolutamente análoga à figura anterior, obtida em proveta idêntica e submetida à mesma deformação gráfica. Usando nela o mesmo raciocínio aplicado à Figura A2- 6 obteremos um segundo par de valores da correlação entre **X** e **Vs**: na concentração **X**=6.970 mg/L o mesmo lodo sedimenta com a velocidade **Vs**=0,07 m/h (ou 1,6 m/d).

Neste ponto cabem duas observações meramente ilustrativas

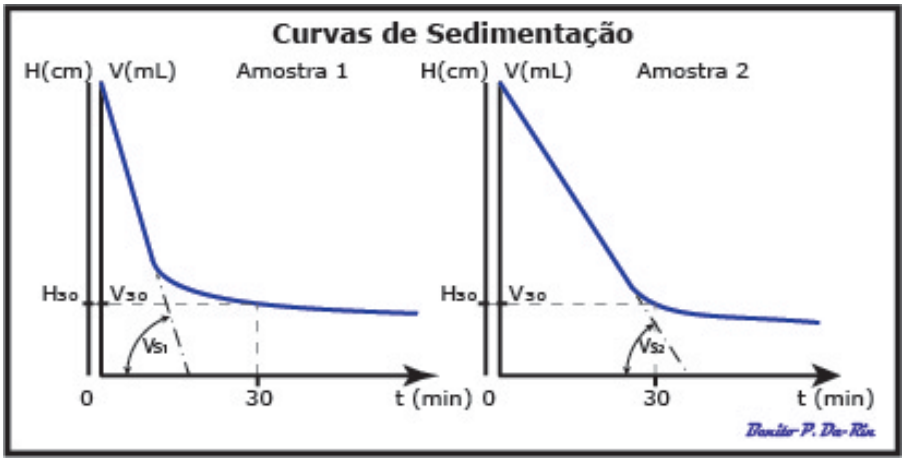


Figura A2- 8 - Curvas de sedimentação de dois lodos distintos com o mesmo IVL

A primeira consiste no fato de que, observando a proveta correspondente aos 30 minutos de sedimentação na Figura A2- 7 constata-se que o lençol de lodo ocupa 885 mL. Que, referidos aos 6,97 g/L da concentração inicial do lodo, resulta em um IVL de [885/6,97] = 126 mL/g. Aplicando o mesmo raciocínio à Figura A2- 6, na qual um lodo com 4,860 mg/L após sedimentar por 30 min na proveta de 1 L ocupa um volume de aproximadamente 505 ml, obtém-se um IVL de [505/4,56] = 104, inferior ao da amostra de 6,87 g/L da figura anterior, comprovando assim a constatação de Dick e Vesilind que a concentração inicial exerce influência sobre o valor do IVL

A segunda se refere ao fato da Curva de Sedimentação refletir melhor as condições de sedimentabilidade do lodo que o IVL porque fornece informações sobre todo o desenrolar do fenômeno, enquanto o IVL (qualquer de suas determinações) representa apenas um ponto desta curva. Senão, vejamos.

Observe a Figura A2- 8 partindo do pressuposto que ela exibe duas curvas de sedimentação obtidas em idênticas provetas com lodos de diferentes origens (gerado em diferentes ETEs) porém na mesma concentração inicial. Portanto elas representam o movimento da interface em amostras que originalmente apresentavam a mesma concentração. Note que, neste exemplo hipotético (porém perfeitamente plausível), embora as curvas exibam diferentes perfis, em ambas o volume ocupado pelo lodo após 30 minutos de sedimentação ($\mathbf{V_{30}}$) é exatamente o mesmo.

Ora, como tanto a concentração inicial das amostras quanto, o volume das provetas e o volume ocupado pelo lodo após 30 minutos de sedimentação são rigorosamente iguais, a observação da Equação A-2. 1 mostra que o IVL de ambas as amostras será o mesmo. O que, se o IVL fosse um indicador acurado da sedimentabilidade do lodo, deveria significar que ambos os lodos gozam das mesmas propriedades de sedimentabilidade.

Com isto em mente, observe novamente as duas curvas de sedimentação. Repare que o lodo da Amostra 1 apresenta uma velocidade inicial de descenso da interface (avaliada pela inclinação da

reta que representa o trecho inicial da curva de sedimentação) bem maior que aquela apresentada pelo lodo da Amostra 2.

Ora, como sabemos que enquanto a velocidade de descenso da interface se mantém constante ela corresponde à velocidade de sedimentação da camada de lodo com concentração igual à concentração inicial da amostra (idêntica em ambas as amostras), e sendo a velocidade de sedimentação $\mathbf{Vs_1}$ do lodo da Amostra 1 bem maior que a velocidade de sedimentação $\mathbf{Vs_2}$ do lodo da Amostra 2, é fácil constatar que a sedimentabilidade do lodo da primeira é bem melhor que a desta última por apresentar maior velocidade de sedimentação na mesma concentração. E, não obstante, ambas as amostras exibem o mesmo IVL.

Portanto convém ter em mente que o IVL, embora extremamente útil para o controle operacional de uma ETE, deve ser encarado com cautela quando usado para comparar as características de sedimentabilidade de lodos de origens distintas. Ele permite acompanhar a variação da sedimentabilidade do lodo de uma determinada ETE porque neste caso se está comparando diferentes IVLs obtidos com o "mesmo lodo" (gerado na mesma ETE). Por outro lado, a análise das curvas de sedimentação representadas na Figura A2- 8 evidencia que a comparação de IVLs obtidos de lodos de diferentes ETEs não faz qualquer sentido.

2.2.1.3. ''Correlação entre concentração e velocidade de sedimentação zonal

Como temos visto repetidamente, a velocidade de sedimentação zonal de um dado tipo de lodo (ou seja, com determinadas características de sedimentabilidade) depende apenas da concentração de sólidos na camada que suas partículas atravessam (correndo o risco de parecer demasiadamente repetitivo porém procurando explicar um fenômeno complexo da forma inteligível, volto a enfatizar que na sedimentação zonal as camadas de lodo de uma dada concentração não se deslocam, apenas se propagam ou permanecem imóveis; o que se move são as partículas sólidas ao migrarem de camada a camada, atravessando-as).

Ora, havendo uma dependência entre dois parâmetros, eles devem ser interligados por uma correlação matemática. E será de grande valia para o estudo do fenômeno o estabelecimento da correlação entre **Vs** e **X,** ou **Vs=f(X)**.

Há uma grande variedade de modelos matemáticos propostos para exprimir a função **Vs**=f(**X**). Mas pesquisas realizadas por diversos autores têm confirmado que o modelo exponencial desenvolvido por A. Vesilind conduz a uma descrição mais apropriada do comportamento do lodo ao sedimentar. O que justifica o fato deste modelo ter se tornado um padrão "de fato", já que vem sendo utilizado na imensa maioria das pesquisas sobre o tema.

Sua formulação é:

$$\boldsymbol{V_s = V_0 . e^{(-nX)}} \qquad \textbf{Equação A-2. 2}$$

Onde:

Vs: Velocidade de sedimentação das partículas na camada de concentração **X** (m/h);

X: Concentração na camada (kg/m^3);

$\mathbf{V_o}$: Constante (m/h);

n: Constante (m^3/kg);

Vejamos, então, como estabelecer os valores das constantes deste modelo para que possamos utilizar a função $\mathbf{Vs} = f(\mathbf{X})$.

2.2.1.3.1. Usando Curvas de Sedimentação

A função $\mathbf{Vs} = f(\mathbf{X})$ pode ser estabelecida utilizando curvas de sedimentação para determinar diretamente os parâmetros do modelo.

A técnica consiste, essencialmente, em observar a sedimentação em proveta do lodo para o qual se deseja estabelecer a correlação, anotando a variação da posição da interface ao longo do tempo.

As observações devem ser feitas com o lodo para o qual se deseja determinar a correlação usando diferentes concentrações iniciais **X**. Para isto, pode-se coletar amostras do interior do reator biológico (seja do TA de uma ETE em escala real, seja do reator de uma ETE piloto, caso disponíveis) e, se possível, da linha de retorno do lodo. Isto feito, além de traçar as curvas de sedimentação das amostras brutas, convém traçar ainda algumas curvas adicionais de amostras diluídas com o efluente da instalação para aumentar o número de pontos (pares de valores $\mathbf{Vs}; \mathbf{X}$).

Isto feito, em cada curva de sedimentação determina-se a velocidade de sedimentação inicial (tangente do ângulo entre o eixo das abcissas e a reta formada durante o período inicial do teste) que, combinada com a concentração da amostra, fornece um par de valores correspondentes de **Vs**; **X**, como descrito no Item A2.2.1.2

Em seguida, utilizam-se estes pares para efetuar a regressão linear da função correspondente visando determinar os valores das constantes do modelo matemático. No caso do modelo exponencial esta regressão fornecerá os coeficientes da equação:

$$ln\ V_s = \ln V_0 - n.X \qquad \text{Equação A-2. 3}$$

Os pares de valores $\mathbf{Vs}; \mathbf{X}$ são então dispostos em um gráfico semilogarítmico (o logaritmo de **Vs** no eixo das ordenadas e o valor de **X** no das abcissas) formando um conjunto de pontos ao qual ajusta-se uma reta por regressão linear e determina-se seus coeficientes. O antilogaritmo do coeficiente linear (ponto em que a reta corta o eixo das ordenadas) corresponderá a $\mathbf{V_0}$ e seu coeficiente angular (inclinação da reta, ou tangente do ângulo formado por ela e o eixo das abcissas) corresponderá a **n**.

2.2.1.3.2. Usando índices de lodo

Diversos autores constataram que as constantes $\mathbf{V_o}$ e **n** do modelo exponencial (Equação A-2. 2 ou equação de Vesilind) podem ser correlacionadas ao IVL do lodo ao qual se aplica a referida equação.

Estas correlações são expressas pelas seguintes equações:

$$V_0 = \alpha . e^{(-\beta . IVL)} \qquad \text{Equação A-2. 4}$$

E

$$n = \gamma + \delta . IV \qquad \text{Equação A-2. 5}$$

onde:

IVL: Índice de lodo (mL/L);

α, β, γ e **δ: C**onstantes (adimensionais);

... e os demais valores já foram definidos.

Logo, conhecendo-se o valor dessas constantes **α, β, γ** e **δ** para um tipo de lodo, pode-se derivar a função **Vs** = f(**X**) deste lodo a partir do conhecimento de um único valor de seu IVL.

A determinação do valor destas constantes pode ser feita usando uma das abordagens descritas a seguir.

2.2.1.3.2.1. Determinação em duas etapas

Na primeira etapa efetua-se um número significativo de testes de sedimentação em proveta de amostras colhidas na mesma ETE (em um exemplo citado por Ozinsky, em 1993, foram executados por Pitman 65 testes em amostras colhidas na ETE Alexandra, na África do Sul). Para cada teste traça-se a curva de sedimentação correspondente e, a partir dela, determina-se os pares **Vs; X** de cada amostra como visto no Item A2.2.1.3.1.

Lista-se então estes pares juntamente com o valor do IVL correspondente a cada par, previamente determinado na mesma amostra (a maioria dos autores sugerem utilizar o $IVLA_{3,5}$ embora considerem que também o IVLD é aceitável), produzindo uma lista de conjuntos de valores de [**Vs; X** e IVL]. Em seguida agrupa-se os resultados desta lista em função do IVL. No exemplo citado por Ozinsky, os valores do IVL de cada amostra foram aproximados para o múltiplo de cinco mais próximo formando assim os grupos de resultados dos testes. Com isto foram obtidos 8 grupos de pares de valores **Vs; X,** cada um com seu IVL (que, no exemplo citado, variou de 45 mL/G a 120 mL/g; o menor grupo foi composto por seis pares **Vs**; **X** e o maior por dez; nem todos os IVL múltiplos de cinco corresponderam a um grupo de pares **Vs**; **X**).

Em cada um destes grupos, como exposto no item A2.2.1.3 efetuou-se um ajustamento por regressão linear que forneceu os coeficientes da reta ajustada a seus pares de dados **Vs**; **X** usando a Equação A-2. 3 produzindo um par de valores $\mathbf{V_0}$; **n** para cada grupo (no exemplo citado, oito pares).

Como a cada grupo corresponde um valor de IVL, pode-se agora correlacionar estes valores de $\mathbf{V_0}$ e **n** com seu IVL, gerando-se assim tantos pares de valores [$\mathbf{V_0}$; IVL] e [**n**; IVL] quantos foram os grupos (oito, no nosso exemplo).

A segunda etapa é mais simples. Consiste em determinar os valores das constantes **α, β, γ** e **δ** usando para isto os pares de valores [$\mathbf{V_0}$; IVL] e [**n**; IVL] acima gerados.

As constantes **α** e **β** são os coeficientes da reta gerada pela regressão linear aplicada aos pontos correspondentes aos pares $\mathbf{V_0}$; IVL em um gráfico semilogarítmico produzido pela Equação A-2. 4.

Já as constantes **γ** e **δ** são obtidas de forma similar ajustando-se uma reta aos pares de valores **n**; IVL usando a Equação A-2. 5.

Conhecidos os valores das constantes **α, β, γ** e **δ** de um determinado tipo de lodo, pode-se usá-los nas Equação A-2. 4 e Equação A-2. 5 para determinar, respectivamente, os valores das constantes $\mathbf{V_0}$ e **n** e aplicá-las na Equação A-2. 2 para gerar a correlação **Vs**=f(**X**) efetuando apenas uma determinação de IVL (no caso, IVLD ou, preferivelmente, $IVLA_{3,5}$).

Observando-se o procedimento acima descrito pode-se concluir que a determinação das constantes **α, β, γ** e **δ** em duas etapas é uma tarefa longa e tediosa, já que exige o traçado de um número significativo de curvas de sedimentação e, depois disto, um pesado tratamento estatístico dos dados por elas gerados.

Não é de admirar, portanto, que a quase unanimidade dos técnicos prefira executar esta determinação em etapa única.

2.2.1.3.2.2. Determinação em etapa única

Este procedimento consiste em inserir as correlações expressas pelas Equação A-2. 4e Equação A-2. 5diretamente na equação de Vesilind (Equação A-2. 2), transformando-a em:

$$V_s = \alpha . e^{(-\beta . IVL)} . e^{(-\gamma . X)} . e^{(-\delta . IVL . X)} \qquad \text{Equação A-2. 6}$$

Em seguida efetua-se o ajustamento diretamente na equação acima transformada em:

$$ln\, V_s = \ln \alpha - \beta . IVL - \gamma . X - \delta . IVL . X \qquad \text{Equação A-2. 7}$$

Isto feito, usa-se a Equação A-2. 7 para determinar simultaneamente os valores de **α, β, γ** e **δ** através de um ajustamento usando o método de múltiplos mínimos quadrados. Embora seja esta uma técnica estatística muito mais complexa que os corriqueiros ajustamentos lineares executados para obter os valores das constantes **α, β, γ** e **δ** em duas etapas, o fato de todo o trabalho braçal ser deixado por conta do computador, cabendo ao pesquisador apenas a coleta de dados e as determinações dos conjuntos de valores individuais de [**Vs**; **X** e IVL], é um argumento de peso para justificar a preferência por este método.

*2.2.1.3.2.3. Comentários sobre o uso de IVL para a correlação **Vs=f(X)***

Neste ponto os mais atentos devem ter percebido uma possível incongruência: se é viável determinar os valores das constantes $\mathbf{V_0}$ e **n** da equação de Vesilind diretamente a partir dos pares de valores **Vs**; **X** obtidos das curvas de sedimentação, como descrito no Item A2.2.1.3.1, aparentemente não faz sentido usar esses mesmos dados, aos quais se acrescenta o IVL, para determinar os valores das constantes **α, β, γ** e **δ** com o objetivo de, com eles, restabelecer os valores de $\mathbf{V_0}$ e **n.** E os mais argutos já devem ter percebido a razão de assim proceder: se os valores das constantes **α, β, γ** e **δ** de um determinado lodo estão disponíveis, como eles podem ser associados ao IVL, é possível estabelecer a almejada correlação **Vs**=f(**X**) para qualquer lodo de mesmo tipo efetuando uma única determinação de IVL (medido em uma amostra caso disponível, ou judiciosamente arbitrado por um projetista experiente caso contrário) e recorrendo apenas aos valores dessas constantes para assim calcular os coeficientes $\mathbf{V_0}$ e **n** da Equação A-2. 2

Ora, a correlação **Vs** = f(**X**) é crucial para a determinação da denominada "Curva de Fluxos" (cujos detalhes serão discutidos logo adiante) que, por sua vez, é uma ferramenta essencial para efetuar o dimensionamento racional das unidades de um sistema de aeração de lodos ativados levando em conta as interdependências entre suas unidades. Portanto, uma forma de estimar esta correlação sem dispor do lodo para efetuar os testes, como no caso de ETEs ainda na fase de dimensionamento, tem um valor inestimável para o projetista. Desde que, naturalmente, ele a use muito criteriosamente e com os devidos cuidados.

Por isso mesmo cabem algumas observações caso se pretenda usar esta técnica para "estimar" a curva de fluxos do lodo de uma ETE para que não sejam cometidos erros que podem comprometer todo o projeto.

A primeira diz respeito ao tipo do IVL a ser adotado. Como afirmado no Item A2.2.1.1.5, para que se possam utilizar valores de constantes obtidas a partir de lodos similares, é indispensável adotar exatamente o mesmo tipo de IVL (IVL; IVLA; IVLD ou $IVLA_{3,5}$) usado na determinação experimental dos valores das constantes do modelo matemático utilizado (veja adiante a Tabela 2-1).

A segunda é sobre o que exatamente significa a expressão "lodos similares".

Desde que se constatou a importância do DF para o sistema de lodos ativados há algumas décadas e se percebeu como o conhecimento das características de sedimentabilidade do lodo é fundamental para que se possa dimensionar e operar uma ETE corretamente, dezenas de cientistas em todo o mundo vêm realizando pesquisas visando correlacionar os parâmetros utilizados para representá-la, ou seja, representar os "tipos" dos lodos conforme as características das ETEs que os geraram.

Constatou-se, por exemplo, que a idade do lodo do processo é um fator importante (como já mencionamos, lodos gerados em ETEs do tipo aeração prolongada, com longas idades do lodo, apresentam uma porcentagem elevada do chamado "resíduo endógeno", mais leve, e que tende a flocular pouco e sedimentar mal). Algumas características do afluente também exercem influência: instalações cujo afluente contenha despejos industriais, particularmente aqueles com algum teor de substâncias que favoreçam a proliferação de organismos filamentosos, gerando lodo que sedimenta mal. Também algumas características dos reatores biológicos (TAs), como teor de oxigênio, exercem influência, da mesma forma que influem ainda o fato de se verificar ou não a nitrificação e, se for o caso, também a desnitrificação biológica na ETE (nas ETEs onde há desnitrificação biológica, se não forem adotadas as devidas providências, a liberação de pequenas bolhas de nitrogênio gasoso no interior do lençol de lodo pode dificultar o movimento dos flocos para o fundo e até mesmo arrastar para cima flocos a elas adsorvidas). Em suma: se o projetista pretende escolher os valores das constantes para estabelecer a função $\mathbf{V_0} = \mathrm{f}(\mathbf{X})$ que caracterizará o lodo de sua futura ETE, deverá levar em conta o maior número possível de fatores de influência sobre a sedimentabilidade de seu lodo e não fugir das faixas de valores usuais encontrados na literatura técnica pertinente. O que exige bastante conhecimento teórico e muita experiência prática tanto no projeto quanto na operação de ETEs,

Neste ponto convém citar o excelente trabalho de Ozinsky e Ekama (1995) no qual, com o objetivo de investigar a viabilidade do uso de uma técnica específica para dimensionamento de DFs (a sugerida pela norma europeia da "*Stichiting Toegepast Onderzoek Reiniging Afvalwater*", Fundação para pesquisa aplicada ao tratamento de águas residuárias, ou STORA, de 1981) os autores fizeram uma revisão estatística de dezenas de trabalhos técnicos onde foram estabelecidas relações entre as avaliações convencionais de sedimentabilidade de lodos de um grande número de diferentes fontes, agruparam os dados conforme as características destas fontes e tipos de parâmetros utilizados e calcularam os valores das constantes α, β, γ e δ para cada conjunto de dados.

Apenas para fins ilustrativos a tabela abaixo mostra os valores máximo e mínimo obtidos neste trabalho para cada uma dessas constantes agrupados por tipo de índice de lodo utilizado na correlação.

Tabela 2-1 – faixas de valores das constantes da correlação Vs=f(X)

Constante:	α		β		γ		δ	
Tipo de IVL	min	max	min	max	min	max	min	max
IVL	4,887	27,406	0,00012	0,00791	0,115	0,483	0,00790	0,00340
IVLD	8,918	32,249	0,00136	0,00985	0,097	0,335	0,00018	0,00261
$IVLA_{3,5}$	9,107	51,469	0,00208	0,01769	0,130	0,585	0,00029	0,00340

Como dito acima e aqui enfatizado, estes valores foram incluídos apenas para que se tenha uma ideia de sua ordem de grandeza e faixa de variação, não para que supostos projetistas, com pouca ou nenhuma experiência e escasso conhecimento, escolham aqui e ali alguns valores para caracterizar o lodo de sua futura ETE.

Incidentalmente: no trabalho citado os autores sugerem o uso do $IVLA_{3,5}$ para correlacioná-lo com as constantes $\mathbf{V_0}$ e $\mathbf{n}$ da função $\mathbf{Vs}=f(\mathbf{X})$ não somente por ser mais confiável que o IVL simples como também porque na literatura técnica é muito maior a disponibilidade de conjuntos de dados que o adota para o mesmo fim. Mas acrescentam que o IVLD "também é um bom parâmetro de sedimentabilidade".

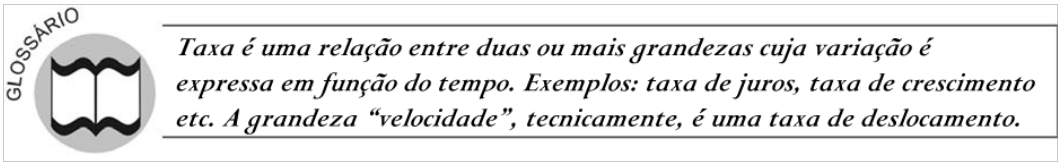
Isto posto, agora que sabemos como caracterizar o "tipo de lodo", podemos discutir como efetivamente funciona um DF de lodos ativados.

2.3. Sedimentação Zonal Contínua

O tipo de sedimentação que se manifesta nos Decantadores Finais de lodos ativados é basicamente o mesmo da sedimentação zonal que ocorre nos sistemas em batelada que vimos até agora. Há, no entanto, uma diferença essencial: enquanto no fenômeno em batelada os sólidos se depositam sobre o fundo da proveta de onde não podem prosseguir seu movimento descendente, no DF estes sólidos são removidos e encaminhados de volta ao TA de onde vieram. Portanto, o conjunto de partículas sólidas que formam o lodo atravessa toda a profundidade do DF.

O fenômeno no qual certa massa ou volume de substância se move como uma entidade única através de um meio denomina-se "fluxo de massa". Para entender o fenômeno é preciso esclarecer o conceito de "fluxo".

Fluxos são grandezas tipo "taxa".



Um fluxo quantifica a taxa em que uma substância ou um conjunto de objetos atravessa ("flui através de") um conduto, uma via ou uma superfície. Por exemplo: o fluxo de pedestres que cruzam um sinal de trânsito e o fluxo de veículos que percorrem uma estrada. A vazão é um fluxo de líquido. Já o transporte de partículas sólidas através das camadas do leito de lodo de um decantador é um "fluxo de sólidos".

O fluxo de sólidos é um fluxo de massa. Exprime a massa que atravessa a unidade de área do meio através do qual se move na unidade de tempo e suas unidades são $kg/m^2.h$. Pode ser representado pela Equação A-2. 8

$$G_{sol} = \frac{M}{A.t} \qquad \text{Equação A-2. 8}$$

Onde:

Gsol: Fluxo de sólidos (kg/m².h);

M: massa de sólidos que atravessa a área **A** no tempo **t** (kg);

A: Área atravessada pela massa **M** no tempo **t** (m²);

t: tempo (h);

No caso de uma suspensão, onde a grandeza "massa na unidade de tempo" pode ser quantificada pelo produto da vazão que transporta a referida massa pela concentração das partículas, pode-se exprimir o fluxo de sólidos pela Equação A-2. 9:

$$G_{sol} = \frac{Q.X_n}{A} \qquad \text{Equação A-2. 9}$$

Onde:

Q: Vazão que transporta a massa de partículas (m³/h);

Xn: Concentração da suspensão ao atravessar a área **A** (kg/m³)

... e os demais parâmetros já foram definidos.

Finalmente, considerando que o quociente entre uma vazão e uma área exprime a velocidade com a qual a vazão atravessa a referida área, se conhecemos a velocidade em que os sólidos se movem e sua concentração ao atravessar a área, podemos ainda exprimir este fluxo de sólidos pela Equação A-2. 10:

$$G_n = V_n . X_n \qquad \text{Equação A-2. 10}$$

Onde:

G_n: fluxo de sólidos que atravessa a camada **n** (kg/m².h);

V_n: velocidade com que os sólidos atravessam a camada **n** (m/h);

X_n: concentração de sólidos na camada **n** (kg/m3).

Como vimos no balanço de massa efetuado no Item 6.2.2.1.4, que considera desprezível a concentração de sólidos em suspensão X_s no efluente do DF, toda a massa de sólidos em suspensão introduzida na parte superior da unidade pela vazão oriunda do TA (**Q**+**Qr**) na concentração **X** deixa a unidade pelo fundo, transportada pela vazão **Qr** na concentração X_u ().

Portanto, toda a massa de lodo introduzida no DF o atravessa verticalmente de cima para baixo ao longo de sua altura. Esta massa, referida à área **A** (superfície líquida) do DF, corresponde a um fluxo de sólidos, o "Fluxo Aplicado" G_{Apl}. A Equação A-2. 11 mostra quatro formas equivalentes de exprimi-lo, todas baseadas na Equação A-2. 9:

$$G_{apl} = \frac{(Q + Q_r).X}{A} = \frac{Q.(1 + r).X}{A} = \frac{Q_r.X_u}{A} = \frac{r.Q.X_u}{A} \qquad \text{Equação A-2. 11}$$

Onde:

Gapl: Fluxo aplicado ao DF (kg/m².h)

r: Relação de recirculação ou quociente Qr/Q (adimensional);

$\mathbf{X_u}$: concentração de sólidos em suspensão no lodo do fundo do DF (kg/m³);

$\mathbf{X}$: concentração de sólidos em suspensão no efluente do TA (kg/m³ ou g/L);

... e os demais parâmetros já foram definidos.

No interior de um DF em operação contínua e regime permanente, os sólidos em suspensão que geram o fluxo aplicado fluem continuamente para o fundo, de onde são removidos pela vazão **Qr**. Este fluxo de partículas que atravessa o DF é a soma de dois componentes:

9. Fluxo de sólidos devido à sedimentação (ou à ação da gravidade) $\mathbf{Gs_n}$; e
10. Fluxo de sólidos devido à remoção do lodo pelo fundo **Gu**.

O fluxo de sólidos $\mathbf{Gs_n}$ devido exclusivamente à sedimentação (ou seja, o "Fluxo por gravidade") nas diversas camadas do lençol de lodo de um DF pode ser obtido pelo produto de sua velocidade de sedimentação $\mathbf{Vs_n}$ (ou seja, velocidade de sedimentação da camada que ele está atravessando naquele momento) pela sua concentração $\mathbf{X_n}$ (concentração de sólidos nesta mesma camada; ver Equação A-2. 10) e, genericamente, pode ser representado pela Equação A-2. 12:

$$Gs_n = Vs_n . X_n \qquad \text{Equação A-2. 12}$$

No fenômeno em batelada que examinamos no Item A2.2 o fluxo de sólidos é provocado exclusivamente pela ação da gravidade. Já no caso da sedimentação contínua no interior de um DF há uma segunda ação que se soma à da gravidade: a remoção do lodo pelo fundo, que provoca um movimento descendente do líquido causando o arraste dos sólidos nele suspensos. A velocidade com que se dá este movimento depende apenas da vazão **Qr** removida pelo fundo e da área **A** (superfície horizontal) do DF e pode ser quantificada como:

$$V_u = {Q_r}/{A} \qquad \text{Equação A-2. 13}$$

Onde:

$\mathbf{V_u}$: Velocidade devida à remoção do lodo pelo fundo (m/h);

Qr: Vazão de retorno do lodo (m³/h);

A: Área (superfície líquida horizontal) do DF (m²).

E, de acordo com a Equação A-2. 12, teremos:

$$Gu_n = V_u . X_n \qquad \text{Equação A-2. 14}$$

O estudo do fluxo de lodo através de um DF integra a "Teoria do Fluxo de Sólidos" ("*Solids Flux Theory*") na qual se baseia a técnica de dimensionamento de decantadores finais de lodos ativados levando em conta sua dependência das demais unidades do sistema de aeração.

2.3.1. Teoria do fluxo de sólidos

Para analisar a teoria do fluxo de sólidos é preciso conhecer ambos os fluxos acima citados. Para isto é necessário analisar como se desenrola o fenômeno da sedimentação zonal no interior de um decantador operando em regime permanente como o exibido esquematicamente na Figura A2- 9 lembrando que, neste regime, alcançado o equilíbrio, os valores das grandezas permanecem constantes ao longo do tempo enquanto perdura este equilíbrio.

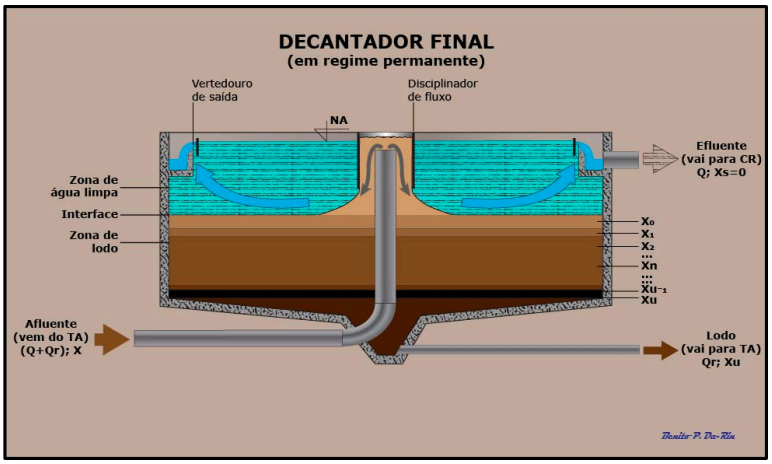


Figura A2- 9 – Esquema de um DF em operação

No exemplo ilustrado pela Figura A2- 9 o lodo introduzido com o afluente penetra pelo centro da unidade, de onde o disciplinador de fluxo o encaminha para baixo. As partículas sólidas iniciam então seu movimento descendente se acumulando em camadas de concentrações crescentes de cima para baixo para formar o lençol (ou zona) de lodo, enquanto o líquido clarificado se encaminha para cima formando a zona de água limpa e verte para fora da unidade pelo vertedouro de saída.

Portanto, no DF em regime permanente também são formadas as zonas de lodo e de água limpa como na proveta. A diferença é que, no que toca à sedimentação do lodo, na proveta a interface entre essas duas zonas se move para baixo até que todo o lodo atinja sua concentração máxima junto ao fundo, se imobilizando então (ver Figura A2- 3. Já no interior do DF as concentrações se distribuem ao longo da altura do lençol de lodo mantendo sempre a mesma posição como na Figura A2- 9 enquanto são atravessadas pelas partículas que se aglomeram na concentração correspondente (observe a concentração X_n na Figura A2- 9). Assim sendo, a interface (que no caso corresponde ao topo da zona de lodo) se mantém na mesma profundidade enquanto perdurar o regime permanente.

Importante

O fato das concentrações permanecerem sempre na mesma posição no lençol de lodo do DF não implica ausência de movimento de matéria através delas. As partículas atravessam todas as camadas desde o topo até o fundo. Enquanto perdurar o regime permanente, as concentrações se mantêm estáticas enquanto as partículas se movimentam através delas com velocidades descendentes que variam de camada a camada em função da concentração da camada.

O lodo é removido do DF pela vazão Qr na concentração X_u, (ver Figura A2- 9), a concentração na base do lençol de lodo, e é introduzido no DF pela vazão $(Q+Qr)$ na concentração X, diluindo-se ao entrar no DF. Porém, à medida em que sedimentam, os flocos se acumulam e formam o lençol de lodo, cuja camada superior apresenta uma concentração X_0. Esta concentração, denominada por Chancelier (1997) de "concentração diluída" ("*dilute concentration*") depende das condições

operacionais do DF e das características de sedimentabilidade do lodo e, ainda segundo Chancelier, é sempre **menor** que **X**.

Assim, em regime permanente as concentrações se distribuem variando de X_0 até X_u de cima para baixo, passando por todas as concentrações intermediárias.

Sabemos que o fluxo total de sólidos **Gt** que atravessa cada camada é constituído pela soma de duas parcelas, uma devida à remoção do lodo pelo fundo (**Gu**) e outra devida à gravidade (**Gs**). Ou seja:

$$G_t = G_u + G_s$$ Equação A-2. 15

Na camada de concentração X_n podemos exprimir o fluxo total de sólidos pela equação:

$$G_{tn} = G_{un} + G_{sn}$$ Equação A-2. 16

Onde:

Gt_n: fluxo total de sólidos que atravessa a camada **n** (de concentração X_n);

Gu_n: parcela do fluxo total devida à remoção de lodo pelo fundo;

Gs_n: parcela do fluxo total devida à ação da gravidade (sedimentação).

Portanto, levando em conta a Equação A-2. 10, para conhecermos cada uma destas parcelas, além de sua concentração X_n é preciso ainda conhecer a velocidade de descenso correspondentes.

2.3.1.1. Fluxo devido à remoção de lodo

A determinação de Gu_n pode ser feita considerando que, de acordo com a Equação A-2. 14, este fluxo depende apenas da concentração de sólidos na camada, X_n, e da velocidade de descenso provocada pela remoção de lodo do fundo **Vu**, dada pela Equação A-2. 13.

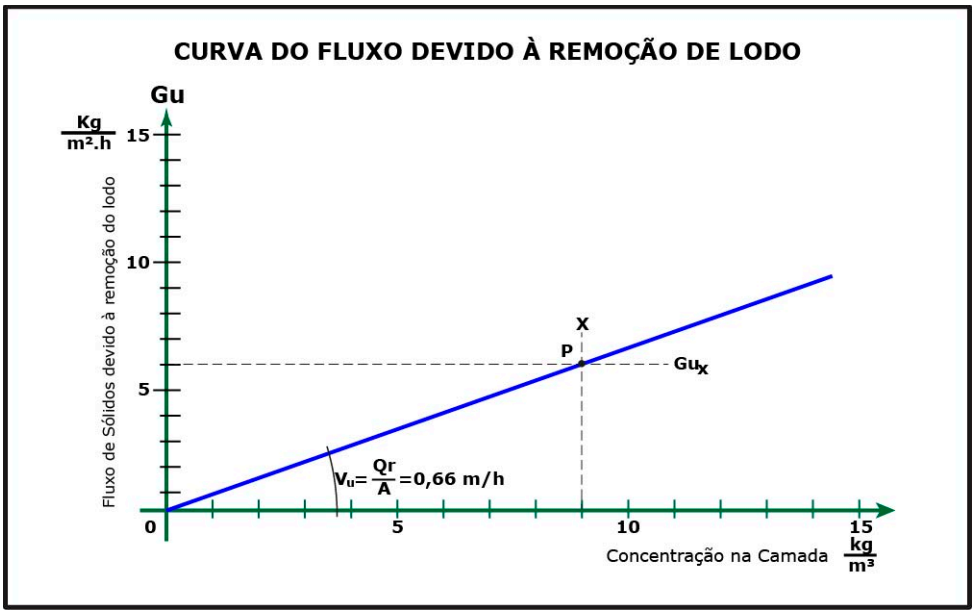


Figura A2- 10 – Fluxo devido à Remoção de Lodo

Quando se conhece os valores da vazão de retorno de lodo **Qr** e da área **A** do DF, é fácil estabelecer a representação gráfica da variação do fluxo devido à remoção de lodo pelo fundo. Como os valores de **Qr** e **A** são constantes, a relação **Gu**=f(**X**) resultará em uma função linear, ou seja, uma reta passando

pela origem com inclinação igual a **Vu** (ou seja, à relação **Qr/A**), como na Figura A2- 10, exibida à guisa de exemplo, na qual o valor da velocidade **Vu = Qr/A** foi arbitrado em 0.66 m/h.

A reta da Figura A2- 10 exprime ponto a ponto a relação entre a concentração $\mathbf{X_n}$ de uma camada do lençol de lodo de um DF e a massa de sólidos que pode atravessar a unidade de área desta camada na unidade de tempo ($\mathbf{Gu_n}$) ao se deslocar para baixo transportada exclusivamente pela ação da remoção do lodo pelo fundo do DF com a velocidade **Vu**.

Note que, no que toca ao lodo, o fluxo de sólidos provocado por sua retirada pelo fundo do DF não depende das características de sedimentabilidade deste lodo.

2.3.1.2. Fluxo por Gravidade

Vejamos agora como obter a parcela do fluxo total de sólidos correspondente à ação da gravidade (sedimentação), ou seja, o fluxo de sólidos devido à sedimentação através de cada camada $\mathbf{Gs_n}$, ou "Fluxo por Gravidade". Para determiná-la é preciso conhecer tanto a concentração $\mathbf{X_n}$ da camada quanto a velocidade de sedimentação a ela correspondente $\mathbf{Vs_n}$, ou seja, conhecer a função **Vs** = f(**X**). O que pode ser feito utilizando qualquer uma das técnicas descritas no Item A2.2.1.3.

Importante

Note que como as concentrações nas camadas que se formam tanto no interior da proveta quanto no lençol de lodo de um DF variam de camada a camada e que o fluxo de sólidos que atravessa cada camada depende tanto da velocidade de sedimentação desta camada quanto de sua concentração, cada camada "n" suportará um fluxo de sólidos diferente das demais.

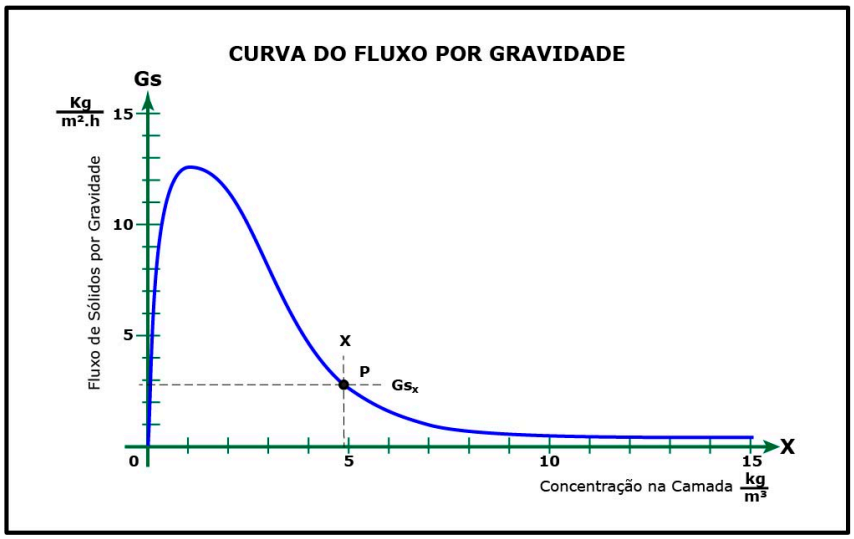


Figura A2- 11 – Curva de Fluxos por gravidade

De posse desta função é possível exibir sua representação gráfica, mostrada na Figura A2- 11 e denominada "Curva do Fluxo por Gravidade". Basta escolher valores arbitrários de **X**, usar a relação **Vs**=f(**X**) para calcular as **Vs** correspondentes e distribuir os pontos assim obtidos em um gráfico **Gs** x **X** como na Figura A2- 11.

Esta curva é a representação gráfica da função **Gs**=f(**X**) expressa pela Equação A-2. 12. Ela exprime a relação entre a concentração $\mathbf{X_n}$ de uma camada do lençol de lodo de um DF (no interior do qual se dá a sedimentação zonal deste lodo em regime permanente) e a massa de sólidos $\mathbf{Gs_n}$ que pode atravessar a unidade de área desta camada na unidade de tempo quando transportada para o fundo apenas pela ação da gravidade.

As coordenadas do ponto P na Figura A2- 6 evidenciam que, em um DF que recebe um lodo cujas características geraram a curva de sedimentação nela representada, o fluxo de sólidos devido à gravidade através da camada de concentração **X** = 4,86 g/L (ou 4,86 kg/m³) vale $\mathbf{Gs_x}$ = 2,77 kg/m².

Observação

O ponto P representa rigorosamente as condições correspondentes à curva de sedimentação da Figura A2- 6*, cuja velocidade de sedimentação de 13,7 m/d ou 0,57 m/h, correspondente à concentração de 4,86 g/L, resulta em um fluxo de sólidos de 2,77 kg/m².h.*

Note que, no caso da sedimentação do lodo, o fluxo de sólidos depende tanto da concentração quanto da velocidade de sedimentação correspondente. Ou seja, depende das características de sedimentabilidade deste lodo. Por isso mesmo, no que toca à sedimentabilidade, a Curva do Fluxo por Gravidade é a melhor representação gráfica de sua "qualidade".

Vejamos então como interpretar seu gráfico.

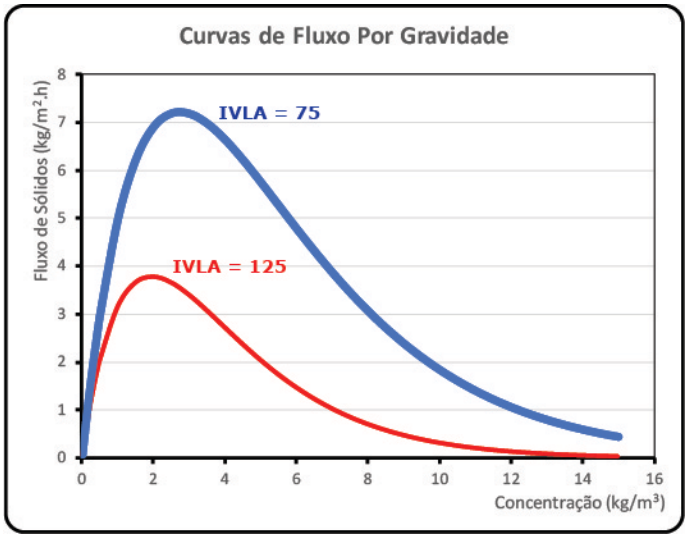


Figura A2- 12- Curvas do fluxo por gravidade de diferentes lodos

A Figura A2- 12 mostra duas curvas do fluxo por gravidade de lodos com diferentes características de sedimentabilidade. Ambas são perfeitamente viáveis (ou seja: podem efetivamente representar as características de um dado tipo de lodo) posto que foram geradas usando pares de valores {**Gs** ; **X**} de dois lodos com diferentes $IVLA_{3,5}$ (indicados no gráfico). Os pares foram obtidos aplicando a equação de Vesilind a dados experimentais colhidos em instalações reais operando na África do Sul com os valores das constantes fornecidos por Ozinsky (1993).

Como vimos no Item A2.2.1.1, o lodo que apresenta melhor sedimentabilidade é aquele com menor índice de lodo (pois nele um grama de sólidos ocupa menor volume no lençol de lodo). No caso, corresponde ao $IVLA_{3,5}$ 75, cuja curva do Fluxo por Gravidade está indicada na Figura A2- 12.

Com isto em mente, observemos as curvas do fluxo por gravidade. Pelo critério do parágrafo anterior a que corresponde ao lodo de melhor sedimentabilidade é a representada pela linha superior. O que é fácil de confirmar: basta notar que, qualquer que seja o valor da concentração **X,** o fluxo de sólidos por gravidade dela obtido é significativamente maior que os obtidos da curva inferior, cujo $IVLA_{3,5}$ corresponde a 125.

Outro ponto digno de nota no que toca à interpretação da curva do fluxo por gravidade: a área contida entre ela e o eixo das abcissas é sempre maior no caso do lodo de melhor sedimentabilidade.

2.3.1.3. Fluxo Total e Fluxo Limitante

Agora que conhecemos a representação gráfica tanto do fluxo de sólidos devido à remoção de lodo **Gu** (Figura A2- 10) quanto a do fluxo de sólidos por gravidade **Gs (**Figura A2- 11**)**, é fácil representar graficamente o fluxo total de sólidos somando ponto a ponto as ordenadas correspondentes a cada concentração nos gráficos destas figuras, posto que a Equação A-2. 15 indica que o fluxo total **Gt** é a soma das duas parcelas **Gu** e **Gs**.

A curva resultante desta soma [representação gráfica da função $Gt=f(X_n)$ expressa pela Equação A-2. 2] é mostrada abaixo (em linha cheia), juntamente com as linhas correspondentes às suas duas parcelas (em pontilhado).

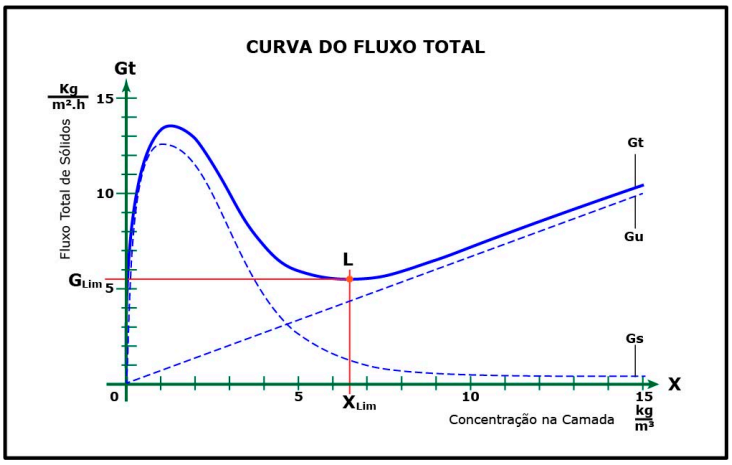


Figura A2- 13 - Curva do Fluxo Total

Ela exprime a relação entre a concentração X_n de uma camada do lençol de lodo de um DF (no interior do qual se dá a sedimentação zonal deste lodo em regime permanente) e o total da massa de sólidos que pode atravessar a unidade de área de cada camada na unidade de tempo quando transportada para o fundo pela soma das ações de remoção do lodo e da gravidade.

Observação

O trecho inicial ascendente da Curva do Fluxo Total consta no gráfico apenas para fins de coerência matemática. Isto porque é certo que a curva deve passar pela origem já que à concentração zero corresponde evidentemente um fluxo de sólidos total nulo, assim como é evidente que os fluxos devem crescer a partir de zero, o que justifica a ascensão do trecho inicial da curva do fluxo total. Porém há que se considerar que as concentrações neste trecho da curva são muito baixas, inferiores a 1 g/L, nas quais não ocorre a sedimentação zonal. Por isto sugere-se desconsiderar este trecho inicial do ramo ascendente quando se estuda a sedimentação de lodo no DF.

A Figura A2- 13 mostra que a curva do fluxo total passa por um mínimo assinalado pelo ponto **L**. A ele correspondem o fluxo total G_{Lim} e a camada de concentração X_{Lim}, ambos mostrados no gráfico e cujos conceitos serão examinados a seguir.

Como a curva do fluxo total representa a capacidade das diversas camadas se deixarem atravessar por sólidos, a existência deste mínimo significa que há uma camada (de concentração X_{Lim}) cuja capacidade de se deixar atravessar por sólidos G_{Lim} é menor que a de todas as demais. Por isso mesmo X_{Lim} e G_{Lim} recebem a designação de "concentração limitante" e "fluxo total limitante".

A mera inspeção visual da Figura A2- 13 evidencia que, para uma mesma curva de fluxo por gravidade (portanto, para o mesmo lodo), qualquer mudança na inclinação da reta que representa o fluxo devido à remoção do lodo (ou seja, qualquer variação de **Vu**) provocará uma alteração na posição do ponto **L** (ou seja, nos valores tanto da concentração limitante quanto do fluxo limitante). Isto significa que estes valores dependem não apenas das características de sedimentabilidade do lodo como também das condições operacionais do sistema de aeração. Em outras palavras: para cada valor de **Qr** (do qual depende o valor de **Vu**) há um valor diferente do fluxo total limitante G_{Lim}.

Devido ao fato de que este fluxo G_{Lim} corresponde à camada de menor capacidade de se deixar atravessar por sólidos, esta camada recebe a designação de "Camada Limitante".

Na prática a camada limitante funciona como um "gargalo", impedindo que fluxos de sólidos maiores que G_{Lim} a atravessem. O que significa que o Fluxo Aplicado G_{Apl} (ver Equação A-2. 11) não pode ultrapassar o limite imposto por ela, ou seja:

$$G_{Apl} =< G_{Lim} \qquad \text{Equação A-2. 17}$$

Caso o DF venha a receber continuamente um fluxo aplicado maior que o fluxo limitante, como a camada limitante só se deixa atravessar por G_{Lim}, o excedente passará a se amontoar sobre ela. Isto fará com que esses sólidos se acumulem acima da camada limitante. Este acúmulo de lodo fará a interface subir. Caso a situação perdure por um período suficiente, a interface alcançará a superfície líquida e, a partir de então, o lodo excedente passará a se evadir com o efluente, o que levará à deterioração de sua qualidade a níveis inaceitáveis (veja explicação detalhada no Item 6.2.5).

Por outro lado, a existência de um fluxo limitante e a viabilidade de determinar seu valor oferece uma possibilidade de efetuar o dimensionamento de um sistema de aeração de lodos ativados levando em conta a interdependência entre suas unidades.

Senão vejamos.

2.3.1.3.1. Uso da Curva do Fluxo Total no Dimensionamento de um Sistema

Como vimos no Item 6.2.5, há uma forte dependência entre as unidades que compõem o sistema de aeração. Dimensionar estas unidades sem levar em conta tal dependência pode afetar drasticamente o desempenho do sistema. Na verdade, a maior deficiência das técnicas convencionais de dimensionamento consiste justamente no fato de que elas não consideram o papel de espessador de lodo desempenhado pelo DF.

A forma de resolver o problema é desenvolver uma técnica capaz de fornecer a concentração X_u do lodo removido pelo fundo do DF em função das demais características do sistema. Vejamos como a teoria do fluxo de sólidos pode ajudar a fazê-lo.

Os dados básicos de projeto são vazão **Q** e carga orgânica (**dMSi/dt**) afluentes ao sistema de aeração.

Com eles, empregando uma das técnicas descritas no Item 6.2.2, o projetista pode calcular a massa de sólidos em suspensão a ser contida no TA. E, dividindo-a pelo valor da concentração **X** de SSTA judiciosamente arbitrada por ele de acordo com sua experiência e as características da variante do processo, determinar o volume **V** do TA.

Combinando a vazão afluente **Q**, conhecida, com um valor da relação de recirculação **r** também arbitrado pelo projetista dentro da faixa usual adotada pela variante do processo, é possível determinar **Qr**, a capacidade mínima de recalque da ELA.

Resta calcular a área **A** do DF levando em conta o espessamento do lodo (ou seja: uma área que faça com que o lodo que penetra na unidade transportado pela vazão (**Q+Qr**) na concentração **X** seja espessado no fundo do DF até a necessária concentração X_u). Vejamos como fazê-lo usando a teoria do fluxo de sólidos.

Vejamos, inicialmente, como efetuar o dimensionamento por tentativas.

Inicialmente o projetista arbitra uma área **A** que, de acordo com sua experiência, lhe pareça adequada. Com esta área **A** e a vazão de recirculação **Qr** previamente arbitrada é possível determinar o valor de **Vu** (ver Equação A-2. 13) e, com ele, traçar a Curva do Fluxo Devido à Remoção de Lodo **Gu** (ver Figura A2- 10).

Isto feito, usando amostras de lodo de mesmo tipo que o da ETE que está sendo dimensionada (considerando as observações feitas sobre o que vem a ser "lodos de mesmo tipo" ao longo de todo este anexo) o projetista pode empregar um dos métodos descritos para obter a curva de sedimentação deste lodo e, a partir dela, a Curva do Fluxo por Gravidade **Gs** (ver Figura A2- 11).

Combinando estas duas curvas o projetista obterá a Curva do Fluxo Total **Gt**, que lhe fornecerá (graficamente) o valor de G_{Lim} (ver Figura A2- 13).

Isto feito, basta comparar este valor com o do fluxo aplicado G_{Apl} usando a Equação A-2. 11. Se a área arbitrada foi demasiadamente pequena, G_{Apl} será maior que G_{Lim} e o procedimento deve ser repetido arbitrando um valor maior para **A**. E se G_{Apl} for demasiadamente menor que G_{Lim} há que se arbitrar uma área menor e repetir o procedimento, até chegar a um valor adequado para **A**.

A menor área que satisfaz a condição pode ser obtida com o auxílio da Equação A-2. 11 que leva à expressão:

$$\mathbf{A} = \frac{\boldsymbol{Q}.(\mathbf{1}+\mathbf{r}).\boldsymbol{X}}{\boldsymbol{G_{lim}}} \qquad \text{Equação A-2. 18}$$

Desta forma são obtidos o volume **V** do TA, a área **A** do DF e a capacidade de recalque **Qr** da ELA capazes de funcionarem harmonicamente, ou seja, garantindo que o DF será capaz de espessar o lodo até a concentração $\mathbf{X_u}$ com a qual a vazão **Qr** o retornará ao TA.

2.3.1.3.2. Uso da Curva do Fluxo por Gravidade no Dimensionamento de um Sistema

A técnica de dimensionamento descrita acima está correta e fornece resultados adequados. No entanto é trabalhosa, já que para cada valor arbitrado de **Qr** exige o traçado de uma nova curva do fluxo total.

Yoshioka (1957) e outros pesquisadores, com base na teoria acima descrita, desenvolveu um procedimento que permite chegar ao mesmo resultado utilizando exclusivamente a curva do fluxo por gravidade. O que é bastante vantajoso posto que esta curva (ver Item A2.3.1.2) não depende dos parâmetros relativos ao DF mas apenas das características de sedimentabilidade do lodo.

Vejamos as bases em que assenta esta nova técnica de dimensionamento.

A Figura A2- 14 é basicamente a mesma exibida como Figura A2- 13, porém destacando a curva do fluxo por gravidade e acrescentando alguns elementos.

Nela, a linha horizontal que passa pelo mínimo da curva do fluxo total (e que, portanto, assinala no eixo das ordenadas o fluxo limitante) foi estendida até cortar, no ponto U, a reta (em pontilhado) que representa o fluxo de sólidos devido à remoção de lodo.

Vamos examinar o significado das coordenadas deste ponto.

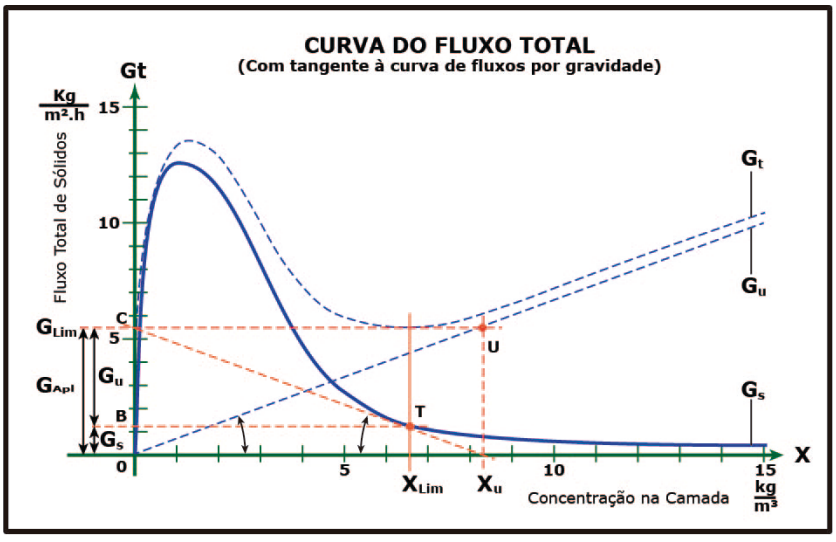


Figura A2- 14 - Curva do fluxo total com tangente à curva de fluxos por gravidade

Sua ordenada corresponde a um fluxo de sólidos, no caso o fluxo limitante $\mathbf{G_{Lim}} = 5{,}55$ kg/m².h (valor obtido por interpolação no próprio gráfico). Ora, como vimos acima, para que o fluxo aplicado $\mathbf{G_{Apl}}$ possa chegar até o fundo do DF, seu valor não pode exceder o do fluxo limitante $\mathbf{G_{Lim}}$. Na situação

limite, como vimos no item anterior, estes valores se igualam, ou seja, $G_{Apl} = G_{Lim}$. Logo, graças a esta igualdade, a ordenada do ponto U, por ser igual ao fluxo limitante G_{Lim}, corresponde igualmente ao fluxo aplicado G_{Apl}.

Já a abcissa do ponto U representa a concentração correspondente ao fluxo de sólidos assinalado por sua ordenada. Fluxo este que, como acabamos de ver, é igual ao fluxo aplicado G_{Apl}. Porém, considerando que o ponto U situa-se sobre a reta do fluxo de sólidos devido à remoção de lodo, sua ordenada também corresponde a este fluxo. Ou seja: o ponto U identifica uma camada na qual o fluxo aplicado se iguala ao fluxo removido pelo fundo (o que é natural pois, como vimos no item A2.3, toda a massa de sólidos introduzida no DF é removida pelo fundo).

No caso correspondente ao ponto U da Figura A2- 14, o fato do fluxo aplicado se igualar ao fluxo removido pelo fundo significa que nesta camada o fluxo por gravidade é nulo (ver Equação A-2. 16).

Ora, a única camada em que isto pode ocorrer é justamente a situada junto ao fundo, na qual a parcela correspondente à sedimentação por gravidade é nula (pois o fundo impede que o lodo continue a sedimentar) e, em consequência disso, todo o fluxo de sólidos se restringe ao provocado pela remoção de lodo. Logo, a concentração de sólidos correspondente à abcissa do ponto U é aquela encontrada no fundo do DF. Que, por isso mesmo, está assinalada no gráfico como X_u.

Tracemos agora uma linha que corta o eixo das ordenadas no ponto correspondente ao fluxo limitante G_{Lim} e o eixo das abcissas no ponto correspondente à concentração X_u (reta CX_u). Um simples exame da Figura A2- 14 mostra que o ângulo CX_u0 formado por esta linha e o eixo das abcissas é exatamente igual ao ângulo U0X_u formado por este mesmo eixo com a reta que representa fluxo de sólidos devido à remoção de lodo. Esta igualdade significa que, sendo igual ao ângulo CX_u0, o ângulo U0X_u representa igualmente a velocidade de sedimentação devida à remoção do lodo pelo fundo **Vu** (ver Figura A2- 10). E um exame da Figura A2- 14 indica que não somente a reta CX_u tangencia a curva do fluxo por gravidade no ponto T como também que a abcissa deste ponto de tangência corresponde à concentração limitante para esta configuração, ou seja, para o valor de **Vu** representado pela inclinação da tangente (isto não ocorre por acaso; esta propriedade da tangente pode ser demonstrada matematicamente utilizando o cálculo diferencial; a demonstração não cabe neste anexo mas pode ser consultada na publicação "**WEF Manual of Practice No. FD-8 Second Editon**" da Water Enviroment Federation-EUA).

Como o ponto T se situa sobre a curva do fluxo por gravidade, sua ordenada (distância 0B) corresponde a este fluxo **Gs** através da camada de concentração X_{Lim} (abcissa do ponto T). E como o ângulo CTB é igual ao ângulo CX_u0 que representa **Vu**, a distância CB corresponde ao fluxo de sólidos **Gu** através da camada limitante devido à remoção de lodo (pois CB=**Gu**=**Vu**.X_{Lim}; ver Equação A-2. 14). Portanto a distância AC (soma de AB com BC) corresponde ao fluxo total através da camada limitante G_{Lim} que, como vimos, nesta situação limite, é igual ao fluxo aplicado G_{Apl}.

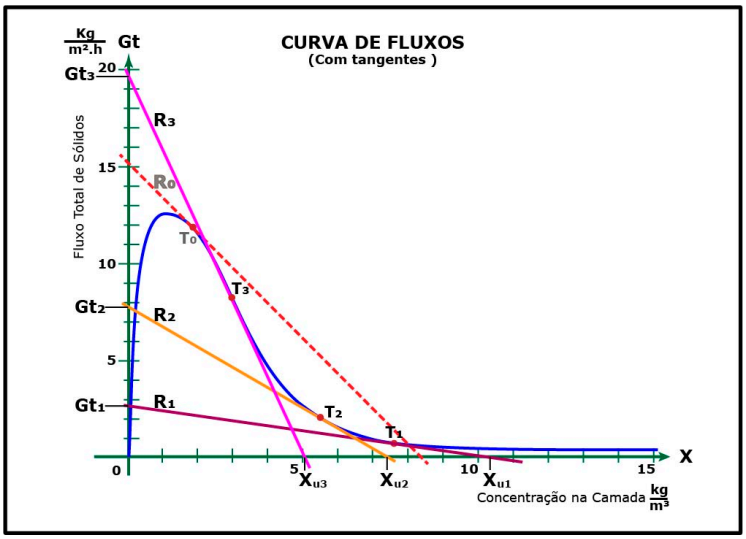


Figura A2- 15 - Curva de Fluxos com tangentes

Em resumo: a tangente à curva do fluxo por gravidade na Figura A2- 14 nos forneceu, além da concentração da camada limitante (abcissa do ponto de tangência), um importante par de valores: o fluxo aplicado G_{Apl} e a correspondente concentração de sólidos no fundo do DF, X_u .

É claro que a análise feita para a situação representada na Figura A2- 14 vale para qualquer outra tangente traçada à curva do fluxo por gravidade de determinado tipo de lodo, desde que a tangente não corte esta curva do fluxo por gravidade exceto no seu trecho ascendente (ou seja: não vale para a tangente no ponto T_0 representada pela reta R_0 mostrada em tracejado na Figura A2- 15; adiante veremos a razão disto).

Estes conhecimentos permitem que o dimensionamento de um sistema de aeração de lodos ativados que leve em conta a interdependência entre suas unidades torne-se muito mais simples, evitando o tedioso procedimento por tentativas.

Senão vejamos.

Como descrito no item anterior, usando amostras de lodo de mesmo tipo que o da ETE que está sendo dimensionada (ainda levando em conta as observações feitas sobre o que vem a ser "lodos de mesmo tipo") o projetista pode empregar um dos métodos anteriormente descritos para obter a curva de sedimentação deste lodo e, a partir dela, a curva do fluxo por gravidade.

Com os mesmos dados básicos de projeto [Q e ($dMSi/dt$)] e ainda empregando uma das técnicas descritas no Item 6.2.2, o projetista pode calcular a massa de sólidos em suspensão a ser contida no TA. E, dividindo-a pelo valor da concentração X de SSTA judiciosamente arbitrada por ele de acordo com sua experiência e as características da variante do processo, determinar o volume V do TA.

Neste ponto, ele pode arbitrar a concentração desejada de lodo no fundo do DF, X_u, e com ela calcular a relação de recirculação r usando a equação abaixo, obtida pela transformação da Equação 6-3 do Item 6.2.5.2.1:

$$r = \frac{X}{X_u - X}$$ Equação A-2. 19

Agora basta traçar uma tangente à curva do fluxo por gravidade a partir do ponto do eixo das abcissas correspondente ao X_u arbitrado (ver Figura A2- 15). O ponto em que esta tangente corta o eixo das ordenadas fornece o fluxo limitante G_{Lim} correspondente a este X_u.

A área **A** do DF que leva em conta a interdependência entre as unidades do sistema de aeração será então fornecida pela Equação A-2. 18.

Como esta área foi obtida levando em conta o fluxo limitante G_{Lim}, ela é a menor área que satisfaz às condições de projeto. Assim, o valor de **A** a ser adotado no projeto deverá ser maior. O projetista deverá então aplicar o coeficiente de segurança adequado, selecionado de acordo com sua experiência e as características da ETE.

Se, por alguma razão, a configuração obtida for insatisfatória, não será necessário traçar nova curva do fluxo total. Basta escolher um valor mais adequado para X_u e traçar a correspondente tangente à curva do fluxo por gravidade já disponível, um procedimento bem menos trabalhoso e bastante mais flexível que o anterior.

Mas há uma forma ainda mais simples e que vem se tornando de uso universal para dimensionar um sistema de aeração levando em conta a interdependência de suas unidades: a "Análise do Ponto de Estado".

2.3.2. Análise do Ponto de Estado ("*State Point Analysis*")

A Análise do Ponto de Estado ("*State Point Analysis*") é uma poderosa ferramenta gráfica que simplifica extraordinariamente as tarefas de dimensionamento e análise do desempenho de um sistema de aeração.

Embora centrada no funcionamento do Decantador Final, fornece meios de analisar o sistema de forma integrada levando em conta a dependência entre suas unidades.

Desenvolvida a partir da Teoria do Fluxo de Sólidos, apoiada no trabalho de Yoshioka et. Al. (1957) e aperfeiçoada ao longo da segunda metade do século passado por Dick e Young (1972), White (1975) e Pitman (1980), ela instituiu o conceito de "Ponto de Estado" ("*State Point*"), que permite desenvolver um procedimento gráfico de determinação dos valores dos parâmetros do sistema utilizando apenas a Curva do Fluxo por Gravidade que, por sua vez, se baseia exclusivamente nas características do lodo e não depende das condições operacionais do sistema.

2.3.2.1. Perfil da Concentração

Para estabelecer o conceito de "Ponto de Estado" convém examinar como as concentrações de lodo se distribuem ao longo da profundidade de um decantador final de uma ETE em operação normal.

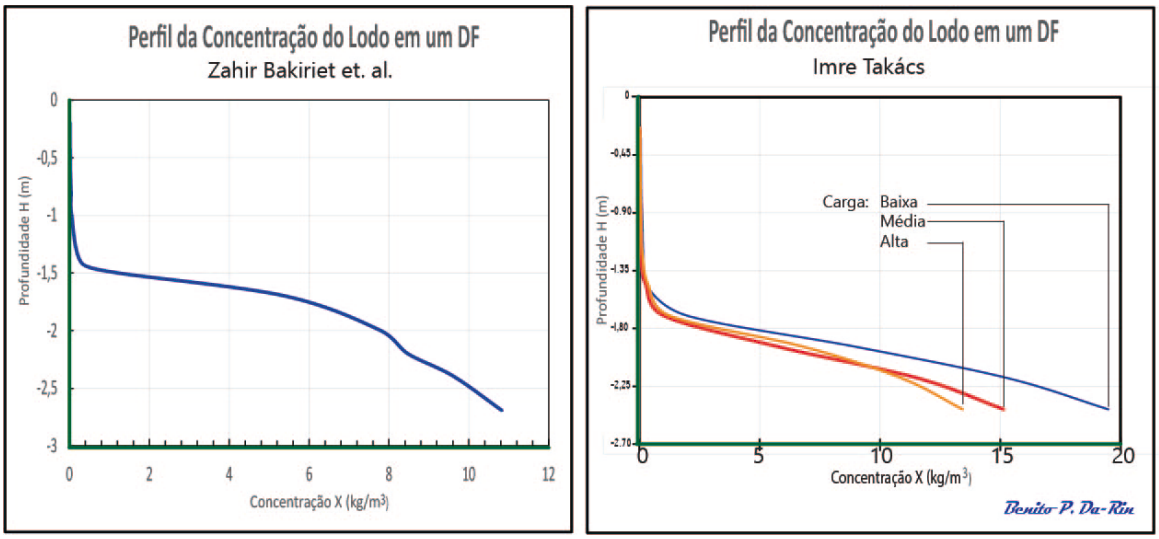


Figura A2- 16– Perfis das concentrações de lodo em DFs

A Figura A2- 16, modificada pelo autor para facilitar sua interpretação (as figuras originais são apresentadas em gráficos em escala semilogarítmica), mostra a variação da concentração do lodo em função da profundidade, observada experimentalmente em diferentes decantadores finais de Lodos Ativados (Bakiri et. al., 2012 e Takács et. al., 2008). Nelas se percebe uma tendência que independe da carga aplicada: os valores das concentrações são muito pequenos na zona próxima ao espelho d'água mas, a partir de certa profundidade, aumentam bruscamente (formando a interface entre o lençol de lodo e a zona de água limpa) e crescem a partir daí, alcançando em cerca de um metro concentrações próximas das encontradas no fundo da unidade. Esta configuração, prevalente nas ETEs em escala real onde os valores experimentais foram obtidos, é perfeitamente coerente com a obtida por Grijspeerdt (1995) em um DF em escala piloto.

A interpretação dos perfis de concentração de lodo mostrados na Figura A2- 16 leva à conclusão que em condições normais de operação a distribuição das camadas em função da concentração não é homogênea como nas condições ideais mostradas na Figura A2- 9.

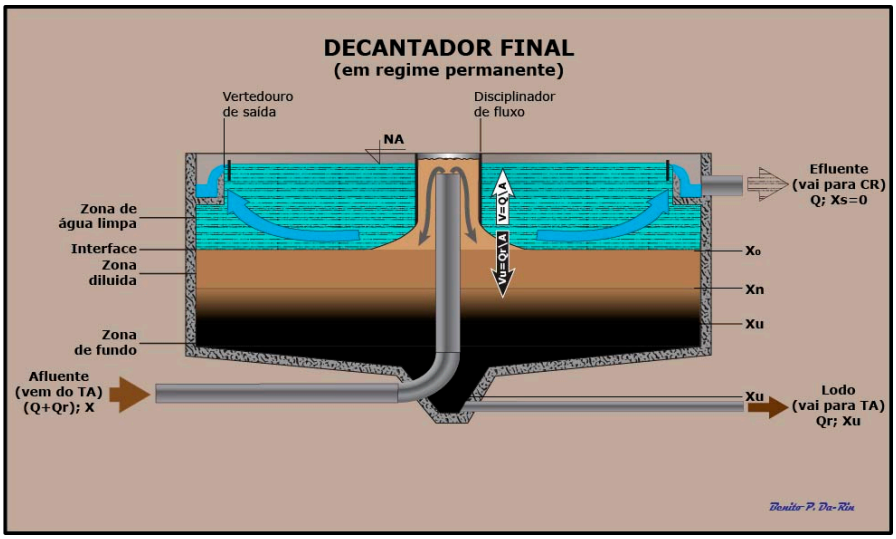


Figura A2- 17 – Esquema de um DF com representação dos fluxos de sólidos

Levando em conta as distribuições de concentrações nos perfis mostrados na Figura A2- 16, obtidos em DFs operando em condições reais, a distribuição das camadas de lodo parece ser melhor representada pelo esquema da Figura A2- 17, onde se percebe que o lençol de lodo pode ser subdividido em três trechos. No primeiro, denominado de "zona diluída" de espessura razoável e situado imediatamente abaixo da interface, a concentração cresce pouco e lentamente ao longo da profundidade, de X_0 até X_n (onde X_0 é a chamada "concentração diluída" e X_n é pouco maior que X_0; ver Item A2.3.2.4.1). Ele é seguido de um segundo trecho, bem menos espesso, onde a concentração cresce rápida e bruscamente de X_n até X_u, a mesma encontrada no fundo do DF. Abaixo deste último se estende a "zona de fundo", um trecho do lençol de lodo cuja espessura depende das condições operacionais e de outros parâmetros, no qual a concentração X_u é constante e que se estende até o fundo do DF.

Esta interpretação é coerente com a fornecida por Von Sperling (1997) ao analisar a relação entre as curvas do fluxo de sólidos e perfis de concentração de sólidos em suspensão, com a de Chancelier (1997) ao propor um modelo dinâmico para DFs e com a de Ozinsky (1993) ao discutir as regiões de diferentes concentrações no DF.

Vamos analisá-la.

Em condições normais de operação (DF operando em regime permanente e abaixo do limite máximo), na zona, onde a concentração é pequena e cresce lentamente, se dá a transição entre as condições do lodo afluente, diluído no líquido que o recebe no DF, e a camada de concentração X_n, a partir da qual as concentrações crescem rapidamente até atingir o valor X_n. que se mantém constante desde aí até o fundo, constituindo a "zona de fundo", na qual a presença do fundo impede que a suspensão continue a se mover por efeito da sedimentação (ela se moverá apenas pelo efeito da remoção de lodo).

Examinemos mais detidamente o que ocorre na zona diluída. Nela, a velocidade na qual os sólidos se dirigem para o fundo por ação da gravidade, V_0, é virtualmente constante, posto que a variação da concentração é pequena (ou seja, X_0 é praticamente igual a Xn; ver Figura A2- 16). A esta velocidade, soma-se a devida à remoção de lodo pelo fundo, V_u, também constante por ser igual à relação entre duas grandezas constantes, Qr e A. Logo, a velocidade (V_0+V_u) na qual a suspensão se movimenta para baixo neste trecho, sendo a soma de duas parcelas constantes, também é constante. E, sendo constantes tanto a velocidade na qual os sólidos se movem para baixo (V_0+V_u) quanto sua concentração X_0 e a área A do DF, o fluxo total de sólidos ao longo de toda este trecho é igualmente constante. Cujo valor, evidentemente, é igual ao fluxo aplicado G_{Apl}.

Convém notar que, ao analisar a teoria dos fluxos, temos levado em conta apenas o que ocorre com o lodo ao se movimentar para o fundo no interior do lençol de lodo, ou seja, a função de espessamento do lodo cumprida pelo DF. Porém esta não é sua única função (embora seja, de longe, a mais importante) já que o DF deve ainda cumprir seu papel clássico de clarificar o efluente. Em relação a isso, Chancelier (1997) afirma textualmente que "*em um decantador final de fluxo vertical ocorrem, de fato, dois processos 'empilhados': na parte superior, um clarificador que pode ser considerado em 'contracorrente' já que o lodo se move para baixo enquanto o líquido se move para cima; e, na parte inferior, um espessador que funciona a favor da corrente*". Mais adiante ele acrescenta que "*a teoria do fluxo de sólidos demonstra que o processo mais importante é o de espessamento, necessário para espessar os sólidos até a concentração de fundo*".

Mas nem por isso a clarificação deve ser desconsiderada.

O divisor entre as regiões onde se desenrolam os processos de clarificação e espessamento é a camada horizontal situada na profundidade em que o DF é alimentado com o efluente. Segundo Bakiri (2012), esta profundidade coincide com a do limite inferior do disciplinador de fluxos e, em um DF operando em regime permanente, se situa obrigatoriamente acima da interface.

Acima dela o fluxo de líquido é ascendente com a velocidade $\mathbf{V = Q/A}$, nossa conhecida "Taxa de Escoamento Superficial", comum a todas as unidades onde se processa qualquer tipo de sedimentação e destacada com uma seta de cor branca na Figura A2- 17. Mas, mesmo nesta região, o fluxo de lodo é descendente (portanto em contracorrente, como salientou Chancellier), já que tende a se mover para baixo (sedimentar) devido à ação da gravidade com a velocidade **Vs**, que depende da concentração **X** com que o lodo penetra na unidade e que, necessariamente, é maior que **V** pois do contrário o lodo se perderia com o efluente por falha de clarificação (pela própria definição de Taxa de Escoamento Superficial).

Abaixo da profundidade do ponto de alimentação ocorre um fluxo de líquido descendente, com a velocidade $\mathbf{Vu=Qr/A}$, devido à remoção de lodo pelo fundo, também destacada com uma seta na cor preta na Figura A2- 17 .Esta velocidade é responsável pelo arraste de lodo para o fundo. A ela, em cada camada, se soma à velocidade **Vs** com que o lodo sedimenta devido à gravidade (e que varia com a concentração $\mathbf{X_s}$ da camada).

Esta análise, evidentemente, é válida para todas as condições em que um DF pode funcionar em regime permanente. O que inclui a condição limite, ou seja, aquela que corresponde à máxima carga admissível compatível com o regime permanente.

Ora, sabemos que quando um DF opera em sua condição limite para uma dada configuração (ou seja, para uma dada combinação de valores de **Q**, **Qr** e **X**), o fluxo aplicado $\mathbf{G_{Apl}}$ é igual ao fluxo limitante $\mathbf{G_{Lim}}$. Isto quer dizer que, na condição limite, a concentração $\mathbf{X_0}$ com a qual o lodo atravessa a zona diluída é igual a $\mathbf{X_{Lim}}$.

De acordo com Ozinsky (1993), nas condições críticas, a concentração correspondente ao ponto de tangência à curva do fluxo por gravidade, $\mathbf{X_{Lim}}$, é igual à concentração no afluente ao DF, **X**. O que pode ser demonstrado recorrendo a um balanço de massa através do DF mostrado na Figura A2- 17.

A vazão afluente (**Q**+**Qr**), constante, introduz no DF uma suspensão de concentração **X** também constante. Isto significa que a massa de sólidos que ingressa na unidade ao longo do tempo é constante e igual a:

$$\boldsymbol{dMX/_{dt} = (Q + Q_r).X = (1 + r).Q.X} \qquad \textbf{Equação A-2. 20}$$

Já a massa de lodo removida ao longo do tempo pelo fundo é também constante e igual a:

$$\boldsymbol{dMX_u/_{dt} = Q_r.X_u = r.Q.X_u} \qquad \textbf{Equação A-2. 21}$$

Como consideramos que todo o lodo é removido pelo fundo (ou seja, a concentração de sólidos em suspensão no efluente líquido **Xs** é nula) podemos afirmar que:

$$\boldsymbol{dMX/_{dt} = dMX_u/_{dt}} \qquad \textbf{Equação A-2. 22}$$

Logo:

$$\boldsymbol{(1 + r).Q.X = r.Q.X_u} \qquad \textbf{Equação A-2. 23}$$

Ou:

$$\frac{(\mathbf{1}+\boldsymbol{r}).\boldsymbol{X}}{\boldsymbol{r}} = \boldsymbol{X_u}$$ Equação A-2. 24

Subtraindo $\mathbf{X}$ de ambos os membros, vem:

$$\frac{(\mathbf{1}+\mathbf{r}).\boldsymbol{X}}{\boldsymbol{r}} - \mathbf{X} = \boldsymbol{X_u} - \boldsymbol{X}$$ Equação A-2. 25

Evidenciando X no primeiro membro teremos:

$$\boldsymbol{X}\left[\frac{(\mathbf{1}+\boldsymbol{r})}{\boldsymbol{r}} - \mathbf{1}\right] = \boldsymbol{X_u} - \boldsymbol{X}$$ Equação A-2. 26

Operando:

$$\boldsymbol{X}.\left[\frac{\mathbf{1}}{\boldsymbol{r}}\right] = \boldsymbol{X_u} - \boldsymbol{X}$$ Equação A-2. 27

Ou:

$$\boldsymbol{X} = \boldsymbol{r}.(\boldsymbol{X_u} - \boldsymbol{X})$$ Equação A-2. 28

Multiplicando ambos os membros por (Q/A):

$$\frac{\boldsymbol{Q}}{\boldsymbol{A}}.\boldsymbol{X} = \frac{\boldsymbol{Q}}{\boldsymbol{A}}.\boldsymbol{r}.(\boldsymbol{X_u} - \boldsymbol{X})$$ Equação A-2. 29

Que pode ser representada por:

$$\frac{\boldsymbol{Q}}{\boldsymbol{A}}.\boldsymbol{X} = \frac{\boldsymbol{Q_r}}{\boldsymbol{A}}.(\boldsymbol{X_u} - \boldsymbol{X})$$ Equação A-2. 30

Considerando que a relação entre uma vazão e a área que ela atravessa é igual à velocidade na qual se dá este movimento do líquido, vem:

$$\boldsymbol{V}.\boldsymbol{X} = \boldsymbol{V_u}.(\boldsymbol{X_u} - \boldsymbol{X})$$ Equação A-2. 31

Agora examine a Figura A2- 18. A ordenada do ponto $\mathbf{T}$ corresponde a $\mathbf{G_{Lim}}$, o fluxo de sólidos por gravidade para a concentração $\mathbf{X_{Lim}}$, fluxo este que é igual ao produto da concentração da camada por sua velocidade de sedimentação. Logo, a velocidade $\mathbf{V}$ (marcada na figura como o coeficiente angular da reta em tracejado) representa a velocidade de sedimentação naquela concentração.

Ora, mas a Equação A-2. 30, obtida de um balanço de massa, é genérica e vale para quaisquer valores de seus parâmetros, desde que compatíveis com o regime permanente. O que inclui a situação limite.

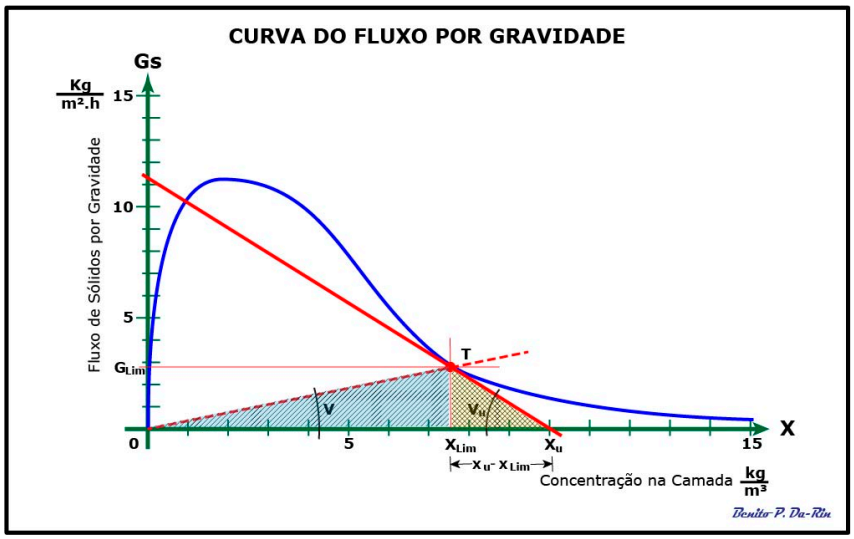


Figura A2- 18 – Fluxo por gravidade

Então, fazendo $\mathbf{X}=\mathbf{X_{Lim}}$ vem:

$$V.X_{Lim} = V_u.(X_u - X_{Lim}) \qquad \text{Equação A-2. 32}$$

Onde **V** é igual a **Q/A** (ver Equação A-2. 29), que corresponde à taxa de escoamento superficial.

2.3.2.2. O Ponto de Estado ("*State Point*")

Nesta altura já dispomos de conhecimentos suficientes para que possamos estabelecer e analisar o chamado "Ponto de Estado".

Em um par de eixos cartesianos que representam o fluxo de sólidos (ordenada) e a concentração correspondente (abcissa), plotemos um ponto (na **Erro! Fonte de referência não encontrada.** representado pelo ponto **P**) e tracemos a reta $\mathbf{R_1}$ que passa por ele e pela origem dos eixos coordenados.

Isto feito, tracemos uma segunda reta que corte a primeira exatamente no ponto **P,** como a reta $\mathbf{R_2}$ da Figura A2- 19.

Por se tratar de um gráfico de fluxo de sólidos, sabemos que a abcissa **X** do ponto P representa a concentração do lodo em dada camada do lençol de lodo de um DF e que a ordenada **Gs** representa o fluxo de sólidos por gravidade nessa camada.

Naturalmente, sendo **P** um ponto genérico, essas considerações valem para qualquer ponto plotado no gráfico do fluxo de sólidos. Inclusive para aquele que representa o ponto correspondente à concentração limitante de um dado tipo de lodo. Neste caso, ele estaria não apenas sobre a curva de fluxos por gravidade deste lodo como também sobre a tangente à esta curva. E nada impede que a reta $\mathbf{R_2}$ seja esta tangente.

Comparando as Figura A2- 19 e Figura A2- 18 percebe-se que o coeficiente angular da reta $\mathbf{R_2}$ (tangente do ângulo **b**) corresponde à velocidade $\mathbf{V_u}$ (ver Item A2.3.1.3.2).

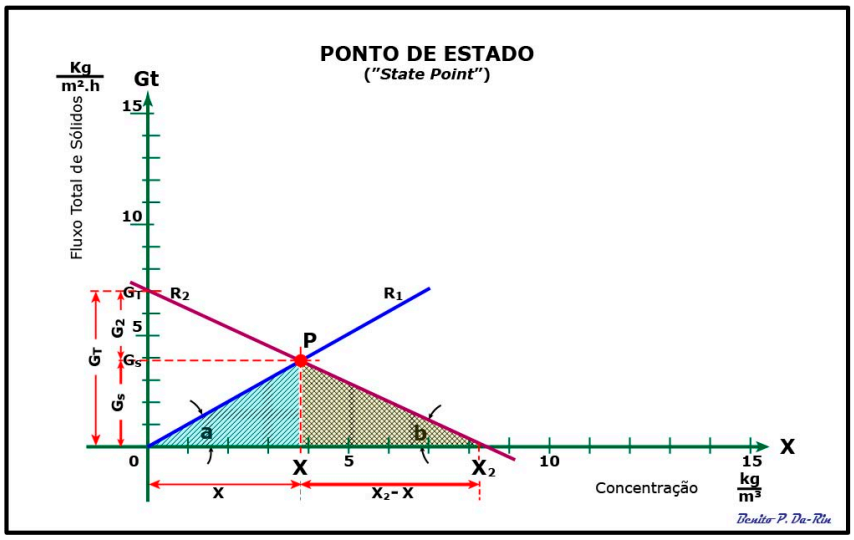


Figura A2- 19 – Ponto de Estado

Resta verificar o que representam os demais parâmetros da figura, a saber: a concentração X_2 correspondente à interseção da reta R_2 com o eixo das abcissas, o fluxo G_T no eixo das ordenadas e a tangente do ângulo **a**, coeficiente angular da reta R_1.

Como a reta R_2 tem um coeficiente angular correspondente a V_u e passa pelo ponto **P**, o fluxo G_T corresponde ao fluxo aplicado G_{Apl}. Por sua vez, X_2 corresponde à concentração com que o lodo é removido do fundo do DF, X_u (Ver item A2.3.1.3.2).

Resta o ângulo **a** do triângulo retângulo da esquerda, destacado com hachuras, cuja tangente representa o coeficiente angular da reta R_1. Como a tangente de um ângulo agudo de um triângulo retângulo é igual ao quociente entre o cateto oposto e o adjacente, vem:

$$tg\ a = \frac{G_s}{X} \qquad \text{Equação A-2. 33}$$

Considerando a Equação A-2. 9, vem:

$$tg\ a = \frac{Q.X/A}{X} = \frac{Q}{A} = V \qquad \text{Equação A-2. 34}$$

Portanto, a inclinação da reta R_1 representa a taxa de escoamento superficial **Q/A**, homóloga à velocidade de escoamento ascensional **V** do líquido no trecho superior do DF (ver Figura A2- 17).

Note que todos esses valores, correspondentes a um ponto **P** genérico do gráfico do fluxo de sólidos por gravidade, se coadunam perfeitamente com os exibidos na Figura A2- 18.

Então, levando em conta o que representam, vamos chamar a reta R_1 de "Linha da vazão superficial" e a reta R_2 de "Linha da vazão de fundo" (em inglês, "*overflow line*" e "*underflow line*").

Agora examinemos o mesmo diagrama esquemático, porém com seus parâmetros devidamente identificados.

A Figura A2- 20 mostra o diagrama de um Ponto de Estado **P** contendo apenas os parâmetros relativos à condição operacional que ele representa. Tais parâmetros são: Taxa de Escoamento Superficial (**V** ou **Q/A**), velocidade devida à remoção do lodo pelo fundo V_u, fluxo de sólidos aplicado G_{Apl}, concentração do lodo no fundo do DF, X_u , concentração do lodo na entrada do DF, **X**, linha da

vazão superficial e linha da vazão de fundo. Estes parâmetros representam a dependência entre as três unidades do sistema de aeração e permitem dimensioná-lo de modo a que elas funcionem harmonicamente em conjunto.

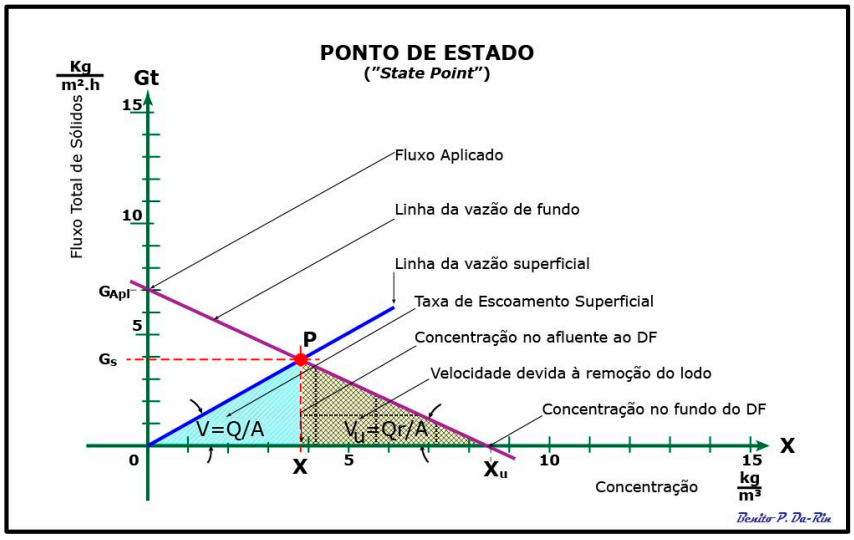


Figura A2- 20 – Ponto de Estado – Parâmetros Essenciais

Daí deriva a designação "Ponto de Estado": um ponto que representa, em um dado momento, o estado do sistema no que toca ao balanço de sólidos em torno do DF, ou seja, aos parâmetros relativos à massa de sólidos que entra com o afluente e que sai com a vazão de remoção de lodo. O diagrama da **Erro! Fonte de referência não encontrada.** fornece meios de afirmar que, se o lodo é admitido em um DF cuja Taxa de Escoamento Superficial é **V** (ou **Q/A**) na concentração **X** e é removido pelo fundo por uma vazão **Qr** correspondente à velocidade descensional **Vu** (ou **Qr/A**), o sistema funcionará satisfatoriamente ***caso este lodo venha a se espessar no fundo até a concentração*** $\mathbf{X_u}$.

Um aspecto importante do ponto de estado e que nem sempre é percebido é que ele representa uma condição de operação independentemente de sua posição relativa à curva de fluxo por gravidade. Repare na Figura A2- 20 que a posição do ponto de estado em relação aos eixos coordenado é suficiente para que se conheça os valores da vazão afluente, vazão de retorno de lodo, concentração de sólidos no afluente ao DF (ou seja, no TA) e no fundo deste DF, independentemente da sedimentabilidade do lodo. Estes valores caracterizam uma condição de operação.

Ora, como é possível situar o ponto de operação em qualquer região do plano coordenado e como os parâmetros acima arrolados (ou pelo menos certas combinações de seus valores) dependem da sedimentabilidade do lodo, fica claro que, embora toda posição do ponto de operação defina uma condição de operação, nem todas essas posições são possíveis de ocorrer na prática, Por exemplo: é perfeitamente possível situar um ponto de operação na linha de abcissa correspondente a uma concentração de, digamos, 20 g/L (20.000 mg/L), é traçar suas linhas de vazão superficial e de vazão de fundo, determinando assim os valores de todos os parâmetros que caracterizam a condição de operação correspondente. O que, definitivamente, não é possível, é encontrar um sistema no qual a concentração de SST no lodo do TA seja de 20.000 mg/L e que possa se espessar no fundo do DF até um valor maior que esse (para viabilizar seu retorno ao TA). Um lodo biológico com essas

características é absolutamente impossível de ser gerado – e, portanto, a condição de operação representada por este ponto de estado totalmente é impossível de se estabelecer na prática.

Como se vê, para utilizar a análise do ponto de estado no dimensionamento de sistemas de aeração é necessário considerar como ele se correlaciona com as características reológicas do lodo.

2.3.2.3. Correlação do Ponto de Estado com as características do lodo

A correlação entre as condições operacionais representadas por um ponto de estado e as características de sedimentabilidade do lodo é estabelecida inserindo no diagrama do ponto de estado a curva do fluxo por gravidade do lodo gerado no sistema – pois, como visto acima, se o lodo gerado no sistema não apresentar uma qualidade adequada às condições de operação representadas por um determinado ponto de estado, a condição de operação a ele correspondente será inviável na prática (ou seja, nesta condição de operação o sistema jamais entrará em regime permanente).

Para que a análise do ponto de estado possa ser usada para o controle e dimensionamento do sistema é preciso correlacioná-lo com a sedimentabilidade do lodo.

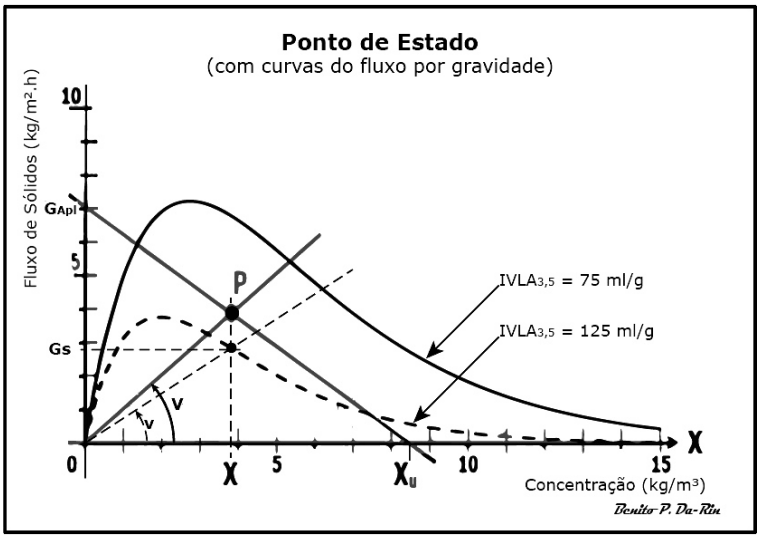


Figura A2- 21 – Ponto de Estado e Curvas do Fluxo por Gravidade

A Figura A2- 21 reúne em um único conjunto de eixos coordenados o ponto de estado mostrado na Figura A2- 20 e as Curvas do Fluxo por Gravidade exibidas na Figura A2- 12 (a aparente diferença entre as curvas deve-se apenas à mudança da escala do eixo das abcissas para facilitar o entendimento).

Vamos analisá-la.

41Comecemos pelo que ocorre com o sistema operando no ponto de estado **P** ao receber o lodo cuja curva do fluxo por gravidade corresponde à curva tracejada ($IVLA_{3,5} = 125$ ml/g).

No diagrama, o ponto **P** se situa acima desta curva, ou seja, sua ordenada é maior que a da curva de fluxos por gravidade (tracejada) no ponto de mesma concentração que o indicado pelo ponto de estado. Como a ordenada de um ponto de uma curva de sedimentação exprime um fluxo de sólidos

por gravidade, ela corresponde ao produto da velocidade de sedimentação do lodo, **v,** por sua concentração **X**. Por outro lado, a inclinação da reta que une a origem a um ponto do diagrama do ponto de estado (linha da vazão superficial) corresponde à taxa de escoamento superficial na condição representada pelo ponto, ou seja, à velocidade ascendente **V** do líquido no trecho superior do decantador. Lembrando que a velocidade **v** de sedimentação do lodo cuja sedimentabilidade é representada pela curva tracejada é o quociente entre o fluxo **Gs** e a concentração **X**, ambos assinalados na figura, o mero exame do gráfico da Figura A2- 21 mostra que a taxa de escoamento superficial **V** na condição representada pelo ponto **P** é maior que a velocidade **v** (para facilitar o entendimento, os ângulos cujas tangentes correspondem às velocidades **v** e **V** estão assinalados na Figura A2- 21).

Sendo **v,** a velocidade de sedimentação do lodo na concentração **X,** menor que a taxa de escoamento superficial **V,** o lodo será arrastado para cima e se perderá com o efluente. Nesta situação, ou seja, sempre que o ponto de estado se situar acima da curva do fluxo por gravidade, diz-se que o sistema apresenta uma falha por deficiência de clarificação. Esta falha, no entanto, não ocorrerá quando o ponto de estado se situa abaixo da curva do fluxo por gravidade do lodo, como no caso representado pela curva do fluxo por gravidade em linha cheia ($IVLA_{3,5} = 75$), cujo ponto de mesma concentração que a do ponto de estado P se situa acima dele (logo, tem uma velocidade de sedimentação por gravidade **v** maior que **V**).

Em resumo: para que um sistema não perca sólidos por falha de clarificação o ponto de estado deve, obrigatoriamente, se situar abaixo da curva de fluxos por gravidade que representa o lodo gerado pelo sistema. Isto reduz a área viável para localização de um ponto de estado àquela situada entre a linha do fluxo por gravidade do lodo e o eixo das abcissas.

Mas esta limitação corresponde apenas à Falha de Clarificação. Adiante veremos qual condição deve ser satisfeita para que o sistema não perca lodo pelo outro tipo de falha que o sistema pode apresentar, a Falha de Espessamento.

2.3.2.4. Controle da operação

A análise do ponto de estado de um sistema é feita observando sua posição e a posição da linha da vazão de fundo em relação à curva do fluxo por gravidade do lodo gerado pelo sistema. Com este fato em mente, vamos observar quais são as possíveis combinações destas posições relativas.

2.3.2.4.1. Condições de operação

Além das características hidráulicas abordadas no capítulo 6, o desempenho de um DF de lodos ativados depende de cinco parâmetros, a saber:

11. Área **A** do decantador;
12. Concentração **X** de lodo no afluente ao DF;
13. Vazão **Q** afluente à ETE;
14. Vazão **Qr** de retorno de lodo;
15. Características de sedimentabilidade do lodo.

Um simples diagrama do ponto de estado, como o exibido na Figura A2- 20, incorpora os quatro primeiros. Se a ele superpusermos a curva do fluxo por gravidade do lodo introduzido no DF, como mostrado na Figura A2- 21, todos os cinco parâmetros serão contemplados. Por isso, um diagrama

assim concebido é a melhor ferramenta disponível para analisar as condições operacionais de um sistema de aeração.

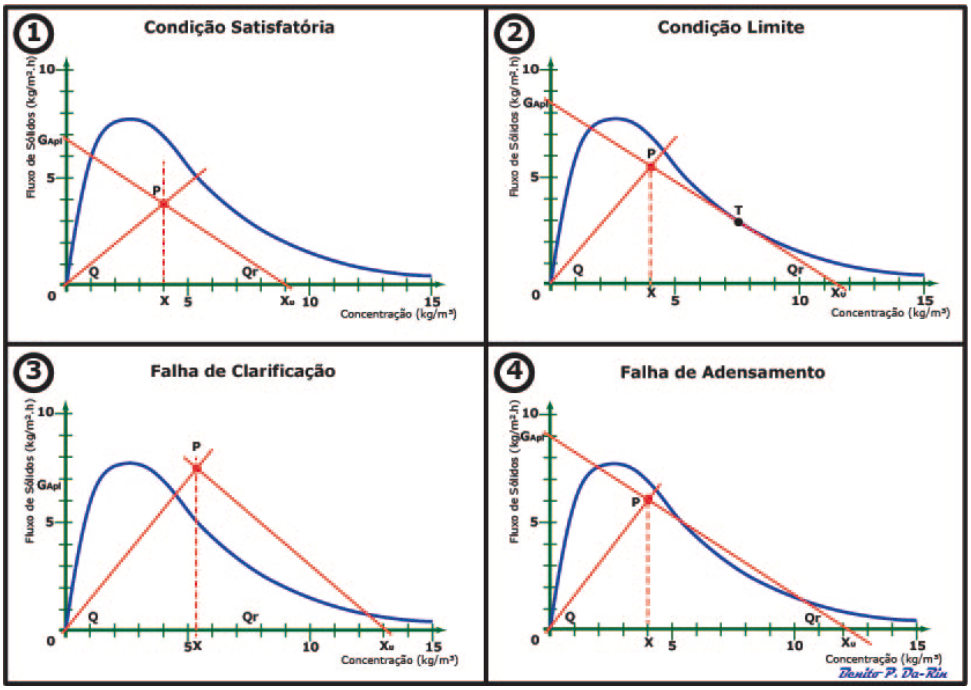


Figura A2- 22 – Ponto de Estado – Condições de Operação

A Figura A2- 22 mostra as quatro possíveis condições de operação de um DF que podem ser representadas por meio de um diagrama de ponto de estado. Vamos examiná-las.

A imagem 1 no alto e à esquerda, mostra o diagrama de um DF operando em condições satisfatórias, recebendo um fluxo aplicado G_{Apl} inferior ao fluxo limitante, com o ponto de estado situado abaixo da curva do fluxo por gravidade e a linha da vazão de fundo passando a uma distância adequada desta curva (nem longe demais, o que como logo veremos representaria desperdício de recursos, nem perto demais para garantir alguma flexibilidade que enseje um funcionamento seguro do sistema). Caso o diagrama venha a ser usado para dimensionamento de um sistema, essa imagem representa a condição almejada.

A imagem 2, no alto e à direita, na qual a linha da vazão de fundo é tangente à curva do fluxo por gravidade, representa a condição limite. Um DF pode ser operado nesta condição, mas por se tratar de uma condição limite, estará sujeito a falhas frequentes que ocorrerão frente a quaisquer variações desfavoráveis de seus parâmetros operacionais. Evidentemente, um sistema dimensionado para operar nesta condição não oferecerá qualquer segurança a longo prazo.

A imagem 3, em baixo e à esquerda, na qual o ponto de estado se situa acima da curva do fluxo por gravidade, mostra a condição operacional característica de uma falha de clarificação pois, como vimos no Item A2.3.2.3, a velocidade ascensional do líquido (igual à taxa de escoamento superficial **V**) é maior que a velocidade de sedimentação **v** do lodo ao entrar no DF que, portanto, é arrastado para cima juntamente com o líquido e se perde com o efluente.

Finalmente a imagem 4, em baixo e à direita, na qual a linha da vazão de fundo corta a curva do fluxo por gravidade à direita de seu ponto máximo, mostra a condição operacional característica de uma

falha de espessamento (ou de adensamento). Isto porque em todo o trecho que a reta da vazão de fundo se situa acima da curva do fluxo por gravidade, a capacidade de se deixar atravessar por sólidos das camadas correspondentes (igual à ordenada dos pontos da curva naquele trecho) é menor que a equivalente ao fluxo aplicado (o porquê desta última afirmação ficará claro com o exame da Figura A2- 23 que será feito abaixo)**.** Em consequência disso, o lodo começará a se acumular sobre elas, fazendo com que a interface entre zona de lodo e de água limpa suba até atingir o vertedouro, o que provoca a perda de lodo com o efluente. Portanto, do mesmo modo que podemos afirmar que ocorre uma falha de clarificação quando o ponto de estado se situa acima da curva de fluxo por gravidade, podemos igualmente afirmar que ocorre uma falha de espessamento (ou adensamento) sempre que a linha da vazão de fundo cortar a curva de fluxo em qualquer ponto à direita de seu máximo (simplificando: para que não ocorra a falha de espessamento a linha da vazão de fundo deve sempre se situar à esquerda do ramo descendente da curva de fluxo por gravidade).

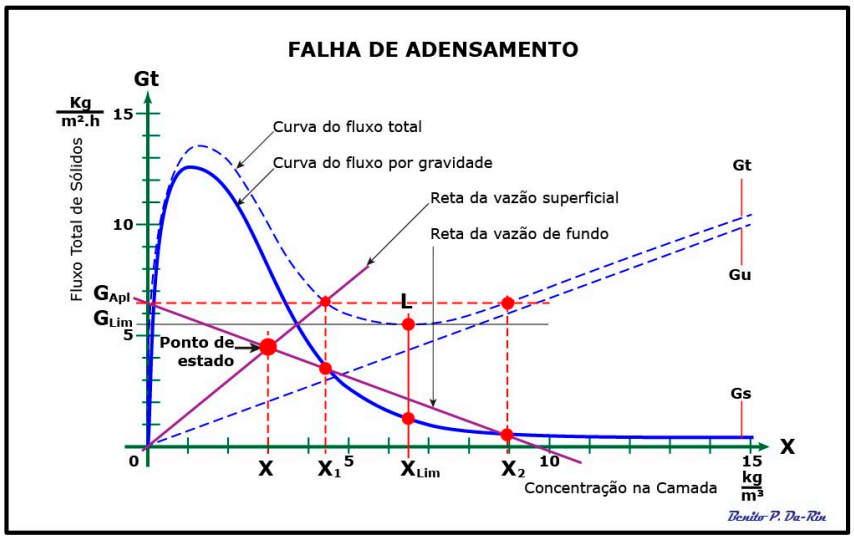


Figura A2- 23 – Falha de Espessamento

Um parêntese: como a falha de espessamento é o problema operacional mais comum dos DFs, a Figura A2- 23 foi acrescentada para facilitar o entendimento do fenômeno, já que nem sempre ele fica claro no diagrama do ponto de estado. Nesta figura aparecem, superpostos, o diagrama do ponto de estado (em linha cheia) e a correspondente curva de fluxo total (em linha pontilhada). Como o primeiro derivou da segunda, existe uma correspondência exata entre ambos.

Observe, no diagrama do ponto de estado, as abcissas X_1 e X_2 dos pontos em que a linha da vazão de fundo corta a curva do fluxo por gravidade, indicando que há uma falha de espessamento. É, então, fácil perceber que as ordenadas correspondentes delimitam, **na curva tracejada**, uma região em que o fluxo de sólidos sobre elas aplicado é maior que o fluxo limitante (ambos assinalados no eixo das abcissas, o primeiro correspondente ao ponto em que a linha da vazão de fundo corta o eixo dos fluxos, o segundo correspondente à abcissa do ponto mínimo da curva de fluxo total). Em consequência disso, as camadas cujas concentrações estão situadas nesta faixa não se deixarão atravessar pelos sólidos correspondente ao fluxo aplicado, G_{Apl}, que em consequência disso se acumularão sobre elas fazendo aumentar a altura do manto de lodo.

Uma observação adicional: na descrição da falha de espessamento é mencionado que ela ocorre quando a "linha da vazão de fundo corta a curva do fluxo por gravidade à direita de seu ponto

máximo". Observe, nas imagens correspondentes às condições limite (imagem 2 da Figura A2- 17 operação normal (imagem 1 da mesma figura), que em ambas a reta da vazão de fundo corta a curva do fluxo por gravidade, porém em um ponto à esquerda de seu máximo. A abcissa deste ponto, segundo Chancelier (1997), corresponde à "concentração diluída", ou seja, a concentração inferior à concentração afluente que forma o início da zona diluída no lençol de lodo, assinalada na como $\mathbf{X_0}$ na Figura A2- 17.

2.3.2.4.2. Variação dos parâmetros do ponto de estado

Agora que sabemos o que é o ponto de estado e que parâmetros são incorporados a seu diagrama, podemos discutir os efeitos da variação desses parâmetros sobre o equilíbrio do sistema. Analisando a lista apresentada no início do Item A2.3.2.4.1, conclui-se que, em um sistema em operação, o único valor que se pode garantir que não sofrerá qualquer variação ao longo do tempo é a área **A** do DF.

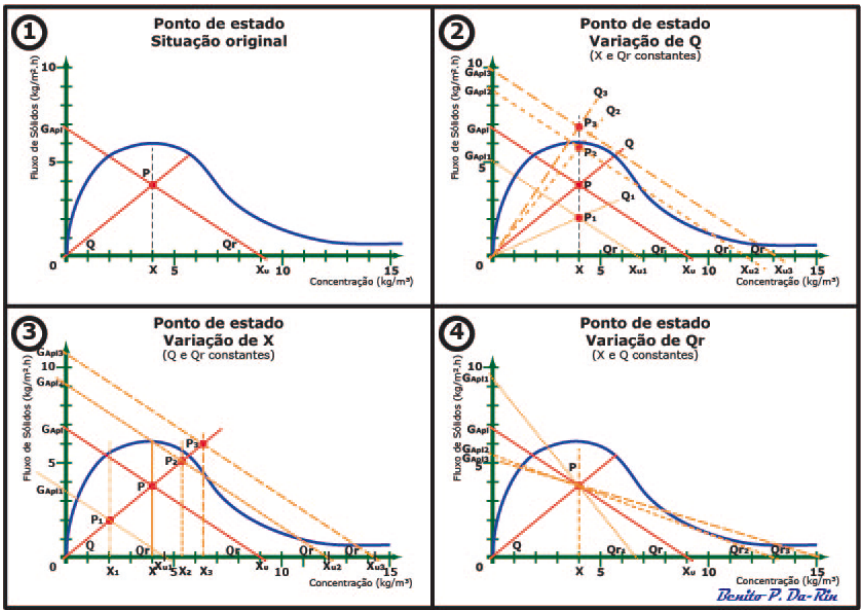


Figura A2- 24 – Efeito da variação dos parâmetros

Vamos, então, discutir os efeitos da variação dos demais parâmetros, **X**, **Q** e **Qr**.

A imagem 1, em cima e à esquerda, incluída apenas para fins de comparação, mostra a situação original do diagrama do ponto de estado de um DF funcionando satisfatoriamente no qual se superpôs a curva do fluxo por gravidade que representa a sedimentabilidade do lodo que ele recebe em um dado momento.

Vamos, então, usar a Figura A2- 24 para analisar os efeitos da variação de cada um dos três parâmetros mencionados não somente sobre a posição do ponto de estado em seu diagrama como também, com base nos conhecimentos adquiridos no item anterior, sobre a estabilidade do sistema.

A imagem 2, em cima e à direita, mostra o efeito da variação da vazão **Q** afluente à ETE. Ela atua diretamente sobre a inclinação da reta da vazão superficial (uma vez que, sendo **A** constante, qualquer variação de **Q** altera o valor de $\mathbf{V=Q/A}$, coeficiente angular desta reta). Uma redução do valor da vazão de **Q** para $\mathbf{Q_1}$ faz com que o ponto de estado assuma a posição $\mathbf{P_1}$, mantendo a mesma

abcissa (uma vez que a concentração **X** do afluente não variou) porém com uma ordenada menor. Isto fará com que ele se afaste ainda mais da linha do fluxo por gravidade, levando-o mais para baixo dela, e faz com que o fluxo aplicado se reduza, aumentando a estabilidade e segurança do sistema. Já um aumento da vazão, como é de esperar, age exatamente no sentido oposto: faz com que o ponto de estado mantenha a mesma abcissa, mas assuma uma ordenada maior. Se o aumento for moderado e a alteração não somente mantiver o ponto de estado abaixo da curva de fluxo por gravidade como também fizer com que a linha da vazão de fundo permaneça à esquerda de seu ramo descendente, o único efeito é aproximar desta curva o ponto de estado (e a linha da vazão de fundo), reduzindo o fator de segurança do sistema, porém ainda mantendo condições operacionais aceitáveis. Mas se o aumento da vazão chegar, por exemplo, ao valor correspondente à reta Q_2, os efeitos sobre o desempenho do sistema serão desastrosos. Isto porque o ponto de estado, ainda mantendo a mesma abcissa, assume uma ordenada maior, que o levará até a posição P_2, ainda abaixo da curva do fluxo por gravidade mas, como se percebe na imagem, fazendo com que a linha da vazão de fundo corte esta curva à direita de seu máximo o que, como sabemos, provoca uma falha de espessamento. Se o aumento da vazão for ainda maior, digamos: até o valor correspondente à reta Q_3, a ordenada do ponto de estado crescerá proporcionalmente, levando-o para acima da curva de fluxo por gravidade, o que levará o sistema ao colapso por falha de clarificação.

A imagem 3, em baixo e à esquerda, mostra o efeito da variação da concentração **X** de lodo no TA. Este efeito corresponde a deslocar para a direita a posição do ponto de estado, levando com ele a linha da vazão de fundo. O efeito faz com que aumente a distância entre a origem dos eixos coordenados e a linha da vazão de fundo, que se mantêm sempre paralela à posição inicial (desde que não haja variação da vazão de retorno de lodo **Qr**). Como o ponto de estado é a interseção da linha da vazão superficial com a reta vertical traçada a partir do valor de **X** no eixo das abcissas, a variação de **X** fará com que ele se desloque, porém sempre se mantendo sobre a linha da vazão superficial. Caso a concentração seja reduzida de **X** para X_1, o ponto de estado se deslocará para a posição P_1, mais próxima da origem dos eixos, trazendo com ele a linha da vazão de fundo. Isto fará com que tanto o ponto de estado quanto a linha de vazão de fundo se afastam da curva do fluxo por gravidade, permanecendo sempre abaixo dela, o que aumenta a estabilidade do sistema. Por outro lado, caso a concentração venha a aumentar, o ponto de estado não apenas se afastará da origem dos eixos como também se aproximará da curva do fluxo por gravidade levando com ele a linha da vazão de fundo e reduzindo assim a segurança do sistema. Se este aumento for suficientemente grande a ponto de deslocar o ponto de estado, por exemplo, para a posição P_2, o consequente deslocamento da linha da vazão de fundo fará com que ela corte a curva de fluxos à direita de seu ponto máximo, o que provocará o colapso do sistema por falha de espessamento. E caso o deslocamento venha a ser ainda maior, fazendo com que o ponto de estado venha a se situar, digamos, na posição P_3, acima da curva do fluxo por gravidade, o colapso se dará por falha de clarificação. Note que a ação do operador sobre a concentração de lodo é muito limitada. Ele pode alterá-la atuando sobre a remoção de excesso de lodo, mas isto alterará igualmente a idade de lodo do sistema, com efeitos tanto sobre seu desempenho quanto sobre a produção de excesso de lodo, o que pode ser bastante inconveniente.

Finalmente a imagem 4, em baixo e à direita, mostra o efeito da variação da vazão de retorno de lodo, **Qr**. Como se vê, esta variação apenas afeta a inclinação da linha da vazão de fundo, não alterando a posição do ponto de estado – portanto não sendo capaz de provocar uma falha de clarificação. Porém sua redução até um valor menor que o correspondente a Qr_2, cuja linha da vazão de fundo é tangente à curva do fluxo por gravidade, pode provocar uma falha de espessamento como a que se manifesta no caso da vazão de retorno Qr_3, na imagem (o que pode ocorrer, por exemplo, por paralisação de

uma ou mais bombas da ELA). Seu incremento, por outro lado, embora aumente a estabilidade do sistema por afastar a linha da vazão de fundo da curva do fluxo por gravidade, afeta os custos operacionais, uma vez que implica elevação do consumo de energia para acionar as bombas da ELA. Aparentemente, trata-se de um parâmetro pouco relevante. Não obstante, como logo veremos, por ser o único parâmetro sobre o qual o operador tem pleno controle, será sua ferramenta mais poderosa para tentar sanar os eventuais efeitos danosos dos desvios dos demais parâmetros (desde que o projetista tenha sido suficientemente previdente para dotar a ETE da imprescindível flexibilidade operacional, concebendo uma ELA com suficiente capacidade reserva de bombeamento).

2.3.2.4.3. Ação do Operador

Compete ao responsável pela operação, em condições rotineiras (ou seja, quando não se registrar qualquer falha ou anormalidade) manter seu sistema operando com o desempenho esperado e com o menor custo possível.

Nestas condições convém que ele observe rotineiramente a posição do lençol de lodo. Quando o sistema está em equilíbrio operando em regime permanente, esta posição se mantém relativamente estável.

Acontece que na vida real ETEs não operam em regime permanente. Isto porque algumas variações de vazão ocorrem seja regularmente, como as flutuações diárias (ver hidrograma da Figura 1-1) ou sazonais, seja inopinadamente, como durante a ocorrência de fortes chuvas que fazem a vazão afluente crescer mesmo em uma rede de esgotos do sistema separador absoluto em virtude de ligações clandestinas e aumento da infiltração. Por isso deve-se esperar alguma variação na posição do lençol de lodo, que se eleva durante a ocorrência de sobrecargas (seja de vazão, seja de sólidos suspensos) e reduz sua espessura caso o sistema venha a ser subcarregado.

Como orientação geral, o operador deve controlar a posição do lençol de lodo regulando a vazão de retorno de lodo **Qr** de forma a mantê-la tão pequena quanto possível visando economizar energia, porém suficiente para retornar todo o lodo sedimentado para o TA. Isto, em princípio, fará a espessura do lençol de lodo crescer e o tempo de permanência de lodo no interior do DF aumentar. Por isso **Qr** deve ser pequena, porém compatível com uma espessura segura do lençol de lodo (mantendo a interface sempre abaixo da base do disciplinador de fluxo do DF) e com um tempo de permanência de lodo suficientemente curto para não permitir que ocorra a desnitrificação no interior da unidade (em climas quentes e/ou em sistemas de idade de lodo elevada, que favorecem a nitrificação do esgoto, este último cuidado deve ser redobrado).

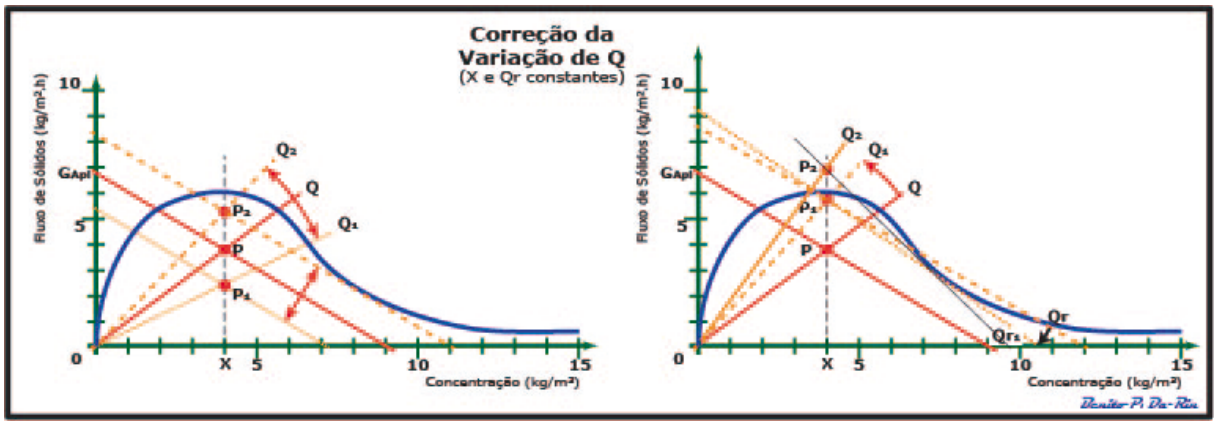


Figura A2- 25 – Correção da variação da vazão

As variações transientes rotineiras de carga de sólidos ou vazão serão absorvidas pelo próprio sistema que se acomodará a elas sem necessidade de interferência do operador.

Veja, na imagem exibida do lado esquerdo da Figura A2- 25, o que ocorre quando a vazão afluente à planta varia dentro de limites relativamente estreitos, como os da variação diária. Durante a madrugada, quando a vazão diminui de **Q** para $\mathbf{Q_1}$, o ponto de estado se deslocará verticalmente para baixo (presumindo que **X** se mantenha constante) situando-se mais abaixo ainda da curva do fluxo por gravidade, o que aumenta a segurança do sistema. Já na hora do pique de vazão, geralmente no início da tarde, a vazão aumenta de **Q** para $\mathbf{Q_2}$, fazendo o ponto de estado se deslocar verticalmente para cima. Como a variação diária não é muito ampla, o ponto de estado sobe, mas ainda se mantém abaixo da curva do fluxo por gravidade e a linha da vazão de fundo sobe com ele, mas não tanto que venha a cortar a curva. Desde que a variação transiente da vazão não seja descabidamente elevada, em momento algum é rompido o equilíbrio do sistema.

2.3.2.4.3.1. Variação de Q (ou X)

Já a imagem do lado direito da Figura A2- 25 mostra o que ocorre quando o aumento da vazão faz o ponto de estado se deslocar até uma posição que indique a ocorrência de uma falha (ver Figura A2- 22). Se a vazão aumentar de **Q** para **Q1**, deslocando o ponto de estado de **P** para $\mathbf{P_1}$, ainda abaixo da curva do fluxo por gravidade, ocorre uma falha de espessamento (pois a linha da vazão de fundo corta a curva de fluxos à direita de seu máximo) que, perdurando, leva o sistema ao colapso. Neste caso o responsável pela operação pode interferir dentro de certos limites. Um aumento da vazão de retorno de lodo de **Qr** para $\mathbf{Qr_1}$ fará com que a interseção da linha da vazão de fundo (mostrada em pontilhado) com o eixo das abcissas se desloque para a esquerda até que esta linha não mais venha a cortar a curva do fluxo por gravidade, restabelecendo o equilíbrio do sistema. Porém se o aumento da vazão for suficientemente amplo para provocar um deslocamento do ponto de estado até acima da curva do fluxo por gravidade, como no caso do ponto $\mathbf{P_2}$, ocorrerá uma falha de clarificação e não há intervenção do operador que possa corrigi-la.

Uma observação: no caso em que o ponto de estado se desloca para cima sem ultrapassar a curva do fluxo por gravidade, porém fazendo com que a linha da vazão de fundo a corte, provocando uma falha de espessamento, o sistema entrará em colapso, porém não imediatamente. Isto porque a falha de espessamento é uma decorrência do fato de que nem todo o fluxo de sólidos pode atravessar a camada limitante, o que faz com que o lodo se acumule paulatinamente sobre ela, permanecendo retido no DF. Isso acarreta dois resultados. O primeiro, facilmente identificável, é o aumento lento, porém constante, da espessura do lençol de lodo, fazendo a interface entre ele e a zona de água limpa

se elevar, aproximando-a do vertedouro de saída. O segundo, mais difícil de perceber, é a redução da concentração de sólidos no TA (e, portanto, no afluente ao DF) devido ao fato de que, desprezando-se a produção de excesso de lodo no sistema, a massa de sólidos nele contida é constante e, se parte dela é retida no lençol de lodo, a concentração no TA terá que diminuir. Este último efeito tende a mover o ponto de estado (e a linha da vazão de fundo a ele atrelada) para a esquerda, aliviando a sobrecarga. Quanto ao primeiro efeito, a subida da interface, se manifesta lentamente, o que faz com que transcorra algum tempo até que ela chegue suficientemente perto da superfície a ponto de provocar perda de lodo. Isto significa que se a vazão permanecer elevada por um período relativamente curto, decrescendo antes que o lodo comece a se perder com o efluente, a tendência é que o lodo acumulado no lençol (e que o fez subir) seja paulatinamente removido pela vazão de retorno de lodo e o sistema volte ao equilíbrio. Isto significa que mesmo que o ponto de equilíbrio venha a se deslocar para uma posição que indique falha de espessamento, se esta situação perdurar por um período relativamente curto como nas variações diárias, o próprio sistema absorverá o desequilíbrio e voltará ao normal sem qualquer interferência. Note que isto apenas ocorre no caso de uma possível falha de espessamento. Isso porque, caso o crescimento da vazão seja suficiente para provocar uma falha de clarificação, a perda de lodo com o efluente é imediata e inevitável.

De qualquer forma, sempre é bom ter em mente que variações de vazão devem ser esperadas durante a operação de uma ETE.

Já o mesmo não ocorre em relação a possíveis variações da concentração **X** de sólidos no afluente ao DF (igual à concentração de SSTA). Ela depende essencialmente da idade do lodo do sistema e eventuais flutuações da carga orgânica afluente, flutuações essas que são possíveis, embora pouco frequentes.

Eventuais reduções de carga, mantidas as condições de operação do sistema, tendem a provocar redução proporcional da concentração **X**. Um exame da imagem 3 da Figura A2- 24 evidencia que isto tende a afastar o ponto de estado da curva do fluxo de sólidos, mantendo-o abaixo desta curva, o que aumenta a segurança do sistema. Já um aumento da carga afluente, mantidas as condições de operação do sistema, tende a gerar mais organismos, o que implica aumento de **X**. E um novo exame da imagem 3 da Figura A2- 24 indica que isto fará o ponto de estado se aproximar da curva do fluxo por gravidade.

Se a variação da carga afluente for transitória e duração relativamente curta, a tendência é que **X** retorne a seu valor anterior e o sistema retome o equilíbrio antes que a anormalidade provoque perda de lodo. Se perdurar por tempo suficiente, pode levar o sistema a uma falha de espessamento. Uma comparação da imagem 3 da Figura A2- 24 com as duas imagens da Figura A2- 25 mostra que o operador pode recorrer ao mesmo alvitre em ambas situações: aumentar o valor de **Qr** até que a linha da vazão de fundo não mais corte a curva do fluxo por gravidade, o que resolve o problema à custa de maior dispêndio de energia. E a mesma comparação leva à conclusão que isto só funciona para falhas de espessamento, jamais para falhas de clarificação – ou seja, se o aumento de **X** for tal que desloque o ponto de estado para acima da curva de fluxo, a perda de lodo com o efluente não pode ser controlada mediante o ajuste de **Qr**. Neste caso, só resta ao operador agir sobre **X**, reduzindo seu valor até que o ponto de estado (e a linha da vazão de fundo, que sempre acompanha seu deslocamento) retome uma posição compatível com a operação segura (ver Figura A2- 22). Porém é preciso ter em mente que o operador só dispõe de dois meios para reduzir o valor de **X**: redução da carga afluente ou da idade do lodo.

Reduzir a idade do lodo é uma solução que está ao alcance do operador mas implica aumentar a massa de sólidos removida periodicamente (excesso de lodo), o que traz duas consequências: redução da eficiência da ETE (que varia na razão direta da idade do lodo) e aumento da massa de excesso de lodo removida periodicamente. Mas só é viável se a primeira consequência não levar à transgressão dos limites de qualidade estabelecidos para a ETE e a segunda não sobrecarregar os equipamentos de tratamento de lodo além do admissível.

Já reduzir a carga afluente não é possível a não ser que o operador desvie parte da vazão afluente para o corpo receptor (o que também pode ser feito, evidentemente, para controlar o problema do aumento de **Q** examinado anteriormente). Mas esta solução, em princípio, é absolutamente inaceitável: pode resolver o problema operacional da ETE, mas contraria sua finalidade básica de proteção do corpo receptor de seu efluente.

Como se vê o arsenal de recursos ao alcance do operador para tentar resolver o problema de um aumento de **Q** ou de **X** é bastante limitado.

2.3.2.4.3.2. Variação da sedimentabilidade do lodo

Além dos parâmetros operacionais, também a sedimentabilidade do lodo pode variar ao longo de tempo. Em geral esta variação é relativamente lenta e pode ser prevista pelo simples expediente de realizar diariamente uma determinação do IVL e acompanhar sua variação: caso se observe uma tendência clara de aumento, o responsável pela operação deve procurar determinar suas causas o mais rapidamente possível e se preparar para enfrentar o problema que se avizinha.

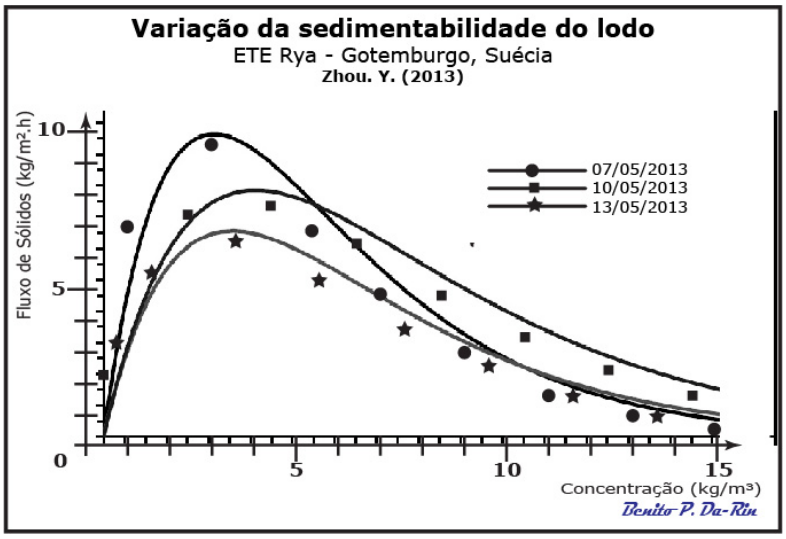


Figura A2- 26 - Variação da sedimentabilidade

Mas há ocasiões em que essa variação pode se manifestar em curto intervalo de tempo. A Figura A2-26 obtida do trabalho de Zhou (2013) mostra a variação da sedimentabilidade do lodo (através das curvas do fluxo por gravidade) gerado na ETE Rya, da cidade de Gotemburgo, Suécia, em um intervalo de apenas cinco dias ao longo dos quais a redução progressiva da área abaixo das curvas de fluxo mostra uma clara tendência de deterioração da qualidade do lodo.

Este, certamente, é o problema operacional mais sério a ser enfrentado pelo responsável pela operação de uma ETE por lodos ativados. As causas possíveis são inúmeras e a possibilidade de controle agindo apenas sobre os parâmetros de operação do sistema são bastante limitadas.

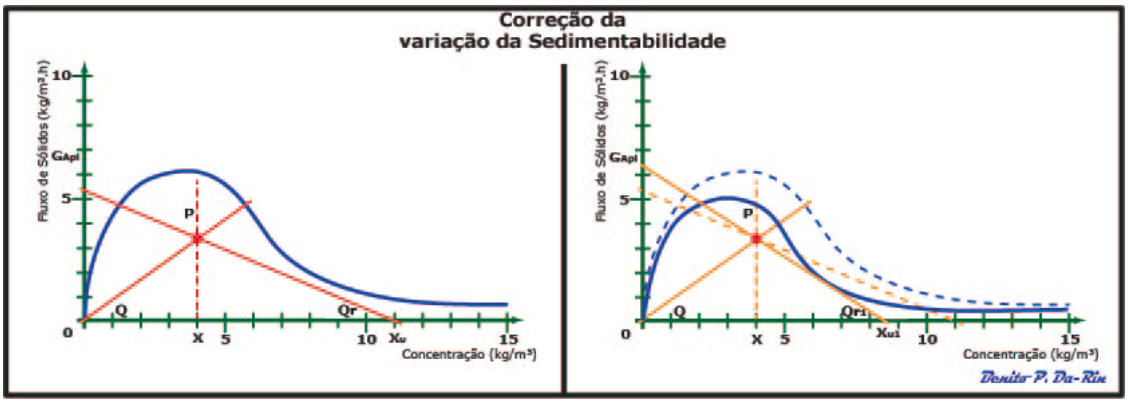


Figura A2- 27- Correção da variação da sedimentabilidade

A Figura A2- 27 mostra, de seu lado esquerdo, o diagrama do ponto de estado de uma ETE cujo sistema opera satisfatoriamente – pois tanto o ponto de estado como o trecho da direita da linha da vazão de fundo se situam abaixo da curva do fluxo por gravidade, mantendo dela uma distância segura. Já o lado direito da figura mostra a mesma condição operacional (mesmo ponto de estado, ou seja, mesmos valores de **X**, **Q** e **Qr**) em uma situação em que a qualidade do lodo se deteriorou, o que se percebe pela nova posição (mais baixa e abarcando menor área) da curva de fluxo por gravidade (que pode ser comparada com a anterior mostrada em tracejado

Também neste caso a ação do operador é limitada posto que o único parâmetro operacional sobre o qual ele pode atuar é a vazão de retorno de lodo, **Qr**.

Há casos em que a deterioração da sedimentabilidade do lodo desloca a curva do fluxo por gravidade para abaixo do ponto de estado, provocando uma falha de clarificação. Este tipo de falha não pode ser corrigida alterando os parâmetros operacionais, portanto sua correção está fora do alcance do operador. Porém, se o novo estado de operação é análogo ao representado pela imagem da direita da Figura A2- 27 onde ocorre apenas uma falha de espessamento, o operador pode remediar o problema elevando o valor de **Qr** (imagem da esquerda) para $\mathbf{Qr_1}$ (imagem da direita), o que aumenta a inclinação da linha da vazão de fundo, movendo sua interseção com o eixo das abcissas de **Xu** para $\mathbf{Xu_1}$, o que faz com que esta linha retorne a uma posição segura.

Esta solução não apenas é limitada como também temporária, pois uma vez detectada uma deterioração da sedimentabilidade do lodo, a tendência e que ela venha a aumentar. Portanto, a solução definitiva do problema somente ocorrerá quando sua causa for identificada e eliminada (pela experiência do autor, quando este tipo de problema se manifesta de forma inopinada a causa mais provável é o lançamento indevido de algum tipo de despejo industrial na rede de esgotos afluente à ETE; mas há outras – e são tantas, que diversos compêndios já foram escritos sobre o tema).

Porém, enquanto a causa do problema não é eliminada, o operador pode apelar para duas soluções paliativas. A primeira é adicionar ao lodo afluente ao DF uma dosagem adequada (determinada por tentativa e erro) de polímeros, que atuam como agente de coagulação e aumentam a tendência de floculação do lodo, melhorando sua sedimentabilidade. A segunda (que apenas funciona quando a má sedimentabilidade é provocada pela presença de organismos filamentosos – o que ocorre na imensa maioria dos casos) é a adição de cloro ao lodo retornado ao TA pela ELA. Como os organismos filamentosos são muito mais sensíveis à ação do cloro, a maior parte de sua população é eliminada e o lodo recupera parte de sua sedimentabilidade.

Mas convém reiterar que todas essas soluções – as que estão ao alcance do operador do sistema – são meros paliativos e o problema só é efetivamente resolvido quando sua causa for determinada e eliminada.

2.4. Referências

Ozinsky A. E. e Ekama G. A, ""Secondary settling-tank modeling and design .2. Linking sludge settleability measures", Water S. A Vol. 21, No. 4 (1995);

Ekama, G. A. e Marais, Gv. R. "Sludge settleability and secondary settling tank design procedures". Water Polut. Control 85 (1) 101-113 (1986);

STORA (Stichting Toegepast Onderzoek Reiniging Afvalwater), "Hydraulische entechnologische aspecten van het nabezink-process", Rapport 1-Literatuur, Rapport 2- Ronde nabezinktanks (Praktijkonderzoek), (1981);

Coe H.S. e G.H. Clevenger, "Methods for determining the capacities of slime settling tanks", Trans Am Inst of Mining Engineers, 55, 356, (1916);

Daigger G.T. e R.E. Roper, "The relationship between SVI and activated sludge settling characteristics", JWPCF, Vol 57, No 8, pp 859-866, (1985);

White M.J.D., "Settling of Activated Sludge", Technical Report, Water Research Centre, Inglaterra, (1975);

Pitman A. R., "Settling properties of extended aeration sludge", JWPCF, 52, (3), 524 (1980);

Dick R. I. e B.B. Ewing, "Evaluation of activated sludge thickening theories", J San Eng Div, ASCE, 93, SA, (4), (1967);

Dick R. I., e K. W. Young, "Analysis of thickening performance of final settling tanks", Procs 27th Purdue International Waste Conf, Lafayette, Indiana, EUA (1972);

Bakiri Z., D. Chebli e S. Nacef , "Dynamic modelling of the secondary settler of a wastewater treatment via activated sludge to low-load", Energy Procedia, 18 Université Ferhat Abbas, 19000 Sétif, Argélia (2012);

Takács I., "Experiments in activated sludge modelling", Ph. D. Thesis, Ghent University, Bélgica (2008);

Ozinsky A. E. “Mathematical simulation of dynamic behaviour of secondary settling tanks”, Ph. D Thesis, University of Cape Town, África do Sul, (1993);

Zhou Y. “Study of the secondary settler capacity at Gryaab”, Master´s Thesis, Chalmers University Of Technology, Suécia (2013);

Grijspeerdt, K., Vanrolleghem P. e Verstraete W,. “Selection of one-dimensional sedimentation: models for on-line use”, Wat.. Sci.. Tech.. Vol. 31. No. 2, pp. 193-204. (1995);

Kynch J.J., "A theory of sedimentation", Trans Faraday Society, 148, 166, (1952);

White M.J.D., "Settling of Activated Sludge", Technical Report TRll, Water Research Centre, England, (1975);

Yoshioka N., Hotta Y., Naito S., Tanaka S. e S. Tsugami, "Continuous thickening of homogenous flocculated suspension", Chem Eng Tokyo, 21, 66, (1957);

JP Chancelier, M. Cohen de Lara, C. Joannis, et al., “New insights in dynamic modeling of a secondary settler: I. Flux theory and steady-states analysis”, Water Res., 31(1997) p.1847.