

**COLETÂNEA EM SANEAMENTO AMBIENTAL****SÉRIE TEMÁTICA  
TECNOLOGIAS AMBIENTAIS  
VOLUME 3**

ISBN: 978-85-64386-03-7

**REATORES BIOLÓGICOS PARA TRATAMENTO DE ESGOTOS:  
MÉTODO RACIONAL DE DIMENSIONAMENTO****Rafael C. O. Santos****Olavo Barbosa Filho****Gandhi Giordano****1ª. Edição  
Rio de Janeiro – RJ****2011**

---

**EXPEDIENTE****Reitor**

Ricardo Vieiralves de Castro

**Vice-reitora**

Maria Christina Paixão Maioli

**Sub-reitoria de Graduação**

Lená Medeiros de Menezes

**Sub-reitoria de Pós-graduação e Pesquisa**

Monica da Costa Pereira Lavalley Heilbron

**Sub-reitoria de Extensão e Cultura**

Regina Lúcia Monteiro Henriques

**Centro de Tecnologia e Ciências**

Maria Georgina Muniz Washington

**Faculdade de Engenharia**

Maria Eugenia de las Mercedes Mosconi de Gouvêa

**EDITORES**

Thereza Christina de Almeida Rosso

Gandhi Giordano

**Editor Associado**

Olavo Barbosa Filho

**Editoração Eletrônica**

Marco Antônio Perna

---

**E-BOOK**

---

***Reatores biológicos para tratamento de esgotos: método racional de dimensionamento*** / SANTOS, Rafael C. O.; BARBOSA FILHO, Olavo; GIORDANO, Gandhi.

Rio de Janeiro: COAMB / FEN / UERJ / 2011.

**(Série Temática: Tecnologias Ambientais - Volume 3)**

100 p.

1. Esgoto Sanitário, 2. Tratamento de Esgotos, 3. Tratamento Biológico, 4. Lodos Ativados, 5. Reator Sequencial em Bateladas, 6. Sedimentação Zonal, 7. Dimensionamento.

Editores – Thereza Christina de Almeida Rosso; Gandhi Giordano.

Editor Associado – Olavo Barbosa Filho.

I Coletânea em Saneamento Ambiental. II. Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Faculdade de Engenharia. III. Título. IV. Série.

ISBN: 978-85-64386-03-7

---

## **SOBRE OS AUTORES**

### **Rafael Carvalho de Oliveira Santos**

Possui graduação em Engenharia Civil pela Universidade do Estado do Rio de Janeiro (1977) e mestrado em Engenharia Ambiental pela Universidade do Estado do Rio de Janeiro (2002). Atualmente é Engenheiro Chefe de Departamento da Companhia Estadual de Águas e Esgotos do Rio de Janeiro - CEDAE e Professor assistente da Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Tem experiência na área de Engenharia Sanitária, com ênfase em Tratamento de Águas de Abastecimento e Residuárias. Atua principalmente nos seguintes temas: Esgoto sanitário, Tratamento de esgotos, Método racional de dimensionamento; Projeto de reatores; Reatores sequenciais em bateladas; Lodos ativados.

### **Olavo Barbosa Filho**

Possui graduação em Engenharia Química pela Fundação Armando Alvares Penteado - FAAP (São Paulo, 1982), mestrado em Engenharia de Materiais e Processos Químicos e Metalúrgicos pela Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro (1986) e doutorado (PhD) pelo Imperial College of Science, Technology and Medicine, University of London, UK (1991). Ocupa o cargo de professor adjunto do Departamento de Engenharia Sanitária e do Meio Ambiente-DESMA e do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental-PEAMB da Universidade do Estado do Rio de Janeiro-UERJ. Atua na área de Engenharia Sanitária e Ambiental, em temas associados ao Controle da Poluição e aos efeitos desta sobre a saúde humana e ambiental. Esses temas incluem o monitoramento e controle da poluição hídrica e atmosférica, química aplicada à engenharia sanitária e ambiental, tratamento físico-químico e biológico de águas residuárias, operações e processos unitários de tratamento de efluentes e processamento químico de materiais e metais (processos hidrometalúrgicos). Consultor em engenharia ambiental e auditor ambiental.

**Gandhi Giordano**

Possui graduação em Engenharia Química pela Universidade do Estado do Rio de Janeiro (1980), especialização em Engenharia Sanitária e Ambiental pela Universidade do Estado do Rio de Janeiro (1981), mestrado em Ciência Ambiental pela Universidade Federal Fluminense (1999) e doutorado em Engenharia de Materiais e de Processos Químicos e Metalúrgicos pela Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro (2003). Atualmente é professor adjunto da Universidade do Estado do Rio de Janeiro, lotado desde 1982 no Departamento de Engenharia Sanitária e Meio Ambiente da Faculdade de Engenharia. Diretor Técnico da TECMA Tecnologia em Meio Ambiente desde 1986. Tem experiência na área de Saneamento Ambiental, com ênfase em Química Sanitária, atuando principalmente nos seguintes temas: tratamento de águas residuárias, reúso de águas, controle da poluição, tratamento de efluentes e tratamento de chorume. Tem experiência na implantação e operação de laboratórios de análises ambientais conforme os requisitos da Norma ISO NBR 17025.

## SUMÁRIO

<b>CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO</b>	<b>01</b>
<b>CAPÍTULO 2: DESCRIÇÃO GERAL E CICLO OPERACIONAL DO REATOR SEQUENCIAL EM BATELADAS</b>	<b>05</b>
<b>CAPÍTULO 3: BASE CONCEITUAL</b>	<b>12</b>
3.1 <b>MODELO ADOTADO PARA O DIMENSIONAMENTO DE TANQUES DE AERAÇÃO POR LODOS ATIVADOS</b>	<b>13</b>
3.2 <b>SEDIMENTAÇÃO ZONAL</b>	<b>23</b>
3.3 <b>TEORIA DO FLUXO DE SÓLIDOS</b>	<b>33</b>
3.4 <b>MÉTODO DE ECKENFELDER PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADAS</b>	<b>46</b>
3.5 <b>MÉTODO DE METCALF &amp; EDDY PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADA</b>	<b>49</b>
3.6 <b>MÉTODO DE VON SPERLING PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADA</b>	<b>52</b>
<b>CAPÍTULO 4: MÉTODO RACIONAL PROPOSTO PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADAS</b>	<b>57</b>
4.1 <b>BASES E PREMISSAS ADOTADAS</b>	<b>58</b>
4.2 <b>O REATOR EM BATELADAS COMO TANQUE DE AERAÇÃO</b>	<b>61</b>
4.3 <b>O REATOR EM BATELADAS COMO DECANTADOR FINAL</b>	<b>62</b>
4.4 <b>CONSOLIDAÇÃO DO MÉTODO PROPOSTO</b>	<b>69</b>
<b>CAPÍTULO 5: ROTEIRO PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADAS</b>	<b>75</b>
5.1 <b>PROTOCOLO PARA DIMENSIONAMENTO PASSO A PASSO</b>	<b>76</b>
5.2 <b>EXEMPLO NUMÉRICO DE DIMENSIONAMENTO</b>	<b>80</b>
<b>CAPÍTULO 6: CONCLUSÃO</b>	<b>88</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<b>91</b>

## APRESENTAÇÃO

A presente obra apresenta o desenvolvimento de um método racional para o dimensionamento de reatores biológicos para tratamento de esgoto pelo processo de lodos ativados com operação em bateladas. O método apresentado, desenvolvido inicialmente por Santos (2002), equaciona todos os parâmetros simultaneamente envolvidos no processo, buscando modelar com precisão a interação dos fatores determinantes do desempenho da unidade de tratamento, interação esta decorrente do emprego de um mesmo tanque, alternadamente, como reator biológico e decantador final. O trabalho contém uma revisão da bibliografia técnica pertinente ao processo objeto deste estudo, com ênfase especial dedicada aos temas degradação biológica de esgoto orgânico, sedimentação zonal e fluxo de sólidos. A revisão bibliográfica é seguida da dedução do modelo matemático proposto, o qual é tomado como base para a sugestão de um roteiro de dimensionamento. Finalmente, é apresentado um exemplo de aplicação do método racional proposto.

**Palavras-chave:** Esgoto Sanitário; Tratamento de Esgotos; Tratamento Biológico; Lodos Ativados; Reator em Bateladas; Sedimentação Zonal; Dimensionamento.

## **CAPÍTULO 1**

### **INTRODUÇÃO**



## INTRODUÇÃO

Data do começo do século XX o uso inicial de tecnologias do tipo "tratamento de esgotos, confundindo-se com a própria descoberta e implementação, pela primeira vez, do processo de lodos ativados. Desde então, e por muitas décadas, os sistemas operados em bateladas foram considerados interessantes, porém sem aplicação prática, face às dificuldades operacionais inerentes ao seu funcionamento intermitente, resultando daí sua substituição por sistemas de fluxo contínuo (IRVINE; BUSCH, 1979). No entanto, o desenvolvimento de sistemas de controle computadorizados associado ao domínio da microbiologia aplicada aos processos de depuração biológica de efluentes orgânicos impulsionou o ressurgimento dos sistemas operados em bateladas.

Nos anos setenta, fizeram-se aplicações esporádicas de reatores biológicos de operação sequencial nos Estados Unidos, no Canadá, na Austrália e em alguns países da Europa. Foi, no entanto, no começo da década de oitenta, que os sistemas em bateladas foram reintroduzidos nos Estados Unidos e no Canadá de forma mais intensiva, fruto, principalmente, de estudos diversos promovidos pela Agência de Proteção ao Meio Ambiente daquele país (USEPA, 1983).

Não são raros os exemplos de uso desta tecnologia para a depuração de esgotos sanitários e também industriais no Brasil. Por outro lado, são consideravelmente numerosas as unidades desta natureza cujo permanente mau desempenho tornou-se do conhecimento dos engenheiros dedicados à área de consultoria e elaboração de projetos na área de saneamento ambiental (SANTOS, 2000).

Pesquisas bibliográficas e consultas a colegas ilustres fizeram crer que esta técnica de tratamento apresenta particularidades muito interessantes, tais como realizar em um mesmo tanque reator as operações unitárias de equalização, decantação primária (quase sempre), tratamento biológico e decantação final (USEPA, 1999), possuindo assim potencialidades altamente promissoras a serem exploradas. Observou-se ainda que, aparentemente, não se dispõe de um modelo essencialmente racional específico que torne menos laboriosos e menos inseguros o projeto, a avaliação e a operação de tais unidades.

O processo de lodos ativados é amplamente conhecido em todos os seus aspectos e o domínio de sua técnica encontra-se solidamente estabelecido. São disponí-

veis métodos racionais que simulam com precisão os fenômenos físicos e bioquímicos envolvidos neste processo em unidades de operação contínua. O mesmo, no entanto, não ocorre se o sistema é de operação sequencial: enquanto é generalizado o emprego de diversos modelos em simulações que permitem a avaliação em bases teóricas do funcionamento de sistemas de operação contínua, não é possível, por falta de uma metodologia completamente racional específica, agir da mesma forma quando o objeto de estudo é um reator operado em bateladas.

Parece evidente que um modelo puramente racional aplicável a reatores biológicos aeróbios de operação sequencial é de grande valor prático como ferramenta de trabalho. Sua inexistência instiga a curiosidade, mesmo levando-se em conta ser relativamente recente o início do emprego de tais reatores em mais larga escala, uma vez que é tão óbvia a sua serventia. Cabe, antes de mais nada, procurar estabelecer se tal modelo é dedutível e, em caso afirmativo (e então se deve sua indisponibilidade a certa negligência dos estudiosos), dedicar-se à tentativa de sua dedução.

Portanto, a motivação para a realização do estudo aqui apresentado reside na constatação inicial da grande utilidade, como ferramenta de trabalho, de um modelo racional que reflita com aceitável exatidão os fenômenos que ocorrem em um reator biológico aeróbio de operação sequencial. A capacidade de se prever, com razoável precisão, o comportamento de uma unidade de tratamento de esgotos é essencial para aquele que se dedica à elaboração de projetos. Quem se ocupa da operação, e mesmo quem está envolvido com a manutenção, tem, nesta habilidade, um poderoso instrumento de trabalho.

Do ponto de vista metodológico, o estudo foi desenvolvido com base em dados e informações coligidos a partir de pesquisa da bibliografia técnica pertinente, observando-se os procedimentos que se seguem (SANTOS, 2002):

- Pesquisa e listagem de textos técnicos contidos em livros, periódicos e trabalhos apresentados em congressos, seminários e simpósios;
- Análise preliminar e seleção do material a ser efetivamente utilizado;
- Estudo de textos selecionados e consolidação dos dados e informações relevantes para a elaboração do método proposto;
- Avaliação comparativa de métodos de dimensionamento de reatores sequenciais anteriormente propostos por autores renomados;

- Dedução analítica de modelo matemático para a sedimentação em batelada de lodo secundário;
- Concepção de método racional de dimensionamento de reatores biológicos para tratamento de esgoto em bateladas.

O método racional proposto para o dimensionamento de reatores sequenciais em bateladas, resultado do presente estudo, é produto de atividades puramente intelectuais (SANTOS, 2002), já tendo sido objeto de outras publicações (SANTOS; BARBOSA FILHO; GIORDANO, 2005; SANTOS; BARBOSA FILHO; GIORDANO, 2006). As análises nele contidas e a comprovação ou não da sua correção, se dão por meio da avaliação, também racional, da correção dos princípios teóricos sobre os quais se apoiam os raciocínios desenvolvidos, da precisão de tais elocubrações e, por fim, da exatidão das conclusões geradas neste processo lógico, sem envolver a execução de um programa experimental específico.

Assim sendo, o desenvolvimento futuro de trabalho experimental objetivando a validação do método aqui proposto é de todo desejável. O modelo proposto pode e deve ser avaliado empiricamente, seja mediante programa experimental em escala de laboratório ou piloto voltado especificamente para a sua validação, seja mediante simulações e observações em escala real, em estações de tratamento já instaladas e em operação. É ponto pacífico, também, que provas desta natureza emitirão o veredicto definitivo com relação ao fruto do trabalho aqui apresentado. Foge, no entanto, ao escopo do mesmo a verificação aplicativa do seu produto.


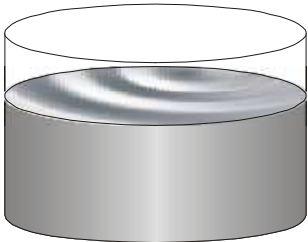
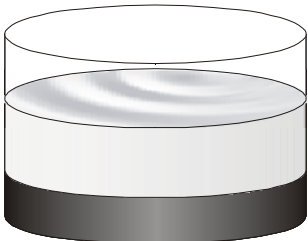
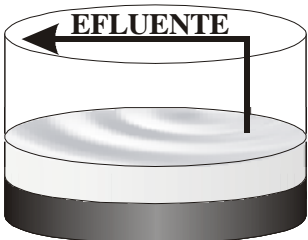
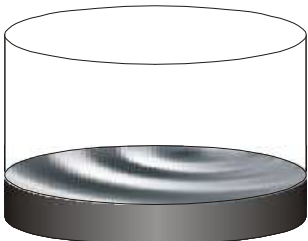
## **CAPÍTULO 2**

### **DESCRIÇÃO GERAL E CICLO OPERACIONAL DO REATOR SEQUENCIAL EM BATELADAS**

## DESCRIÇÃO GERAL E CICLO OPERACIONAL DO REATOR SEQUENCIAL EM BATELADAS

O processo aqui estudado se desenvolve no interior de um tanque, aqui denominado **reator em bateladas**, **reator sequencial** ou simplesmente **reator**.

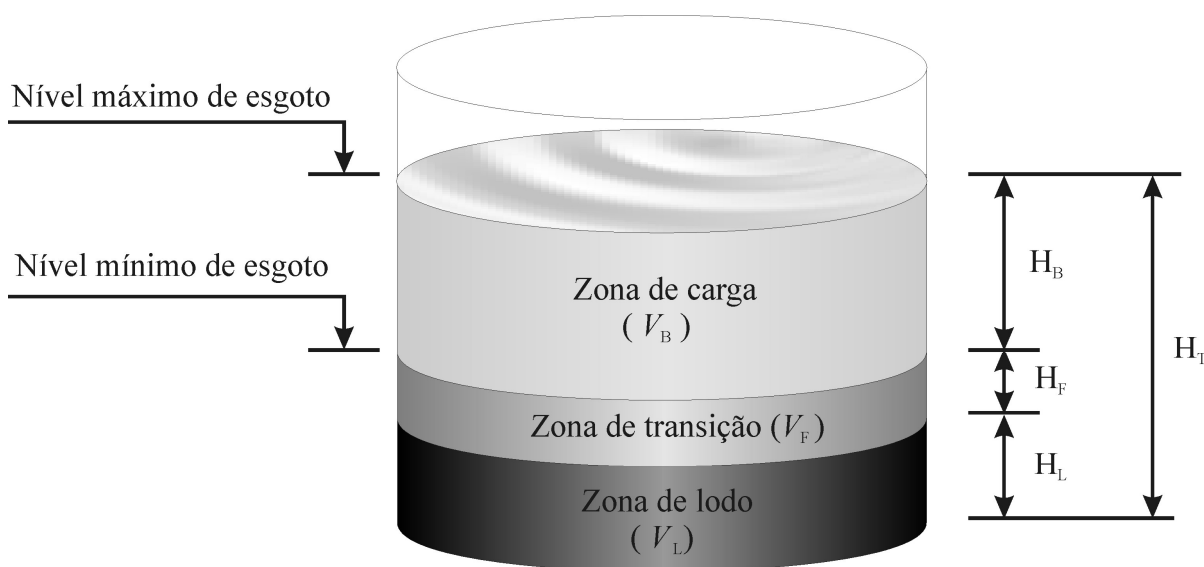
A operação do reator é sequencial, cumprindo um determinado número de ciclos diários, em cada um dos quais funciona inicialmente como tanque de aeração e, em seguida, como decantador final. O ciclo se inicia com a abertura da entrada de esgoto, enquanto permanece fechada a saída, permitindo-se que o líquido afluente para o tanque até que seja totalmente preenchido seu volume útil ou, quando a vazão afluente é muito reduzida, até o fim da **fase de aeração**. A aeração, por sua vez, pode começar a qualquer instante entre o início do ciclo e o término do enchimento do volume útil do reator, quando fecha-se a entrada de esgoto, mantendo-se nulos ambos os fluxos: afluente ao tanque e dele efluente. Transcorrido o tempo de aeração, tem princípio a **fase de sedimentação** do lodo, quando o líquido fica em descanso no reator. Completada a sedimentação do lodo, é liberado o fluxo efluente, deixando-se bloqueada a entrada do esgoto no reator e efetuando-se a remoção da porção superior do líquido clarificado, ao longo da **fase de descarga** do efluente final tratado. Em seguida, é fechada a saída do esgoto, podendo-se ter, ou não, uma **fase de repouso** antes do encerramento do ciclo. A sequência operacional de um reator em bateladas é ilustrada pelo diagrama mostrado na **Figura 2.1**.

REPRESENTAÇÃO GRÁFICA	FASE DO CICLO	OBJETIVO DA FASE	ESTADO DA AERAÇÃO
	ENCHIMENTO	INTRODUÇÃO DO SUBSTRATO NO SISTEMA DE TRATAMENTO	LIGADA OU DESLIGADA
	AERAÇÃO	BIODEGRADAÇÃO DO SUBSTRATO	LIGADA
	SEDIMENTAÇÃO	CLARIFICAÇÃO DO EFLUENTE TRATADO	DESLIGADA
	DESCARGA	DESCARTE DO EFLUENTE TRATADO	DESLIGADA
	REPOUSO	RESERVA DE TEMPO A SER TRANSFERIDO A OUTRA FASE CASO SEJA NECESSÁRIO AJUSTE OPERACIONAL	LIGADA OU DESLIGADA

**Figura 2.1. Sequência operacional de um reator em bateladas.**  
(Fonte: Adaptado de ECKENFELDER, 1989).

A operação segundo um ciclo sequencial implica a divisão do reator em duas partes superpostas. A parcela superior do volume útil do tanque, a **zona de carga**, é alternadamente enchida e esvaziada, o que determina a intermitência do fluxo do esgoto. A parte inferior consiste na **zona de lodo**, na qual é acumulado todo o lodo do reator, quando completada a sua sedimentação, uma vez decorrido o tempo de duração da sedimentação. Por medida de segurança e visando-se a evitar, durante a fase de descarte, o arraste do lodo sedimentado.

As duas etapas iniciais (enchimento e aeração) podem se sobrepor total ou parcialmente. Cria-se uma **zona de transição** entre as zonas de carga e de lodo, reduzindo-se a altura da zona de carga. A zona de transição, deste modo, é uma camada de líquido compreendida entre o limite superior da zona de lodo e o limite inferior da zona de carga. Na **Figura 2.2** representa-se esquematicamente um reator em bateladas, indicando-se sua divisão em zonas, seus volumes e alturas parciais e totais.



**Figura 2.2. Representação esquemática do reator sequencial em bateladas.**

Os parâmetros indicados na **Figura 2.2** são os seguintes:

$H_T$  = altura útil total do reator;

$H_B$  = altura da zona de carga;

$H_F$  = altura da zona de transição;

$H_L$  = altura da zona de lodo;

$V_B$  = volume da zona de carga;

$V_F$  = volume da zona de transição;

$V_L$  = volume da zona de lodo.

O reator sequencial, portanto, funciona, sucessivamente, ora como **tanque de aeração**, ora como **decantador final**. Para que o tratamento promovido tenha boa eficiência, é necessário e suficiente que o reator opere bem tanto de uma forma quanto de outra.

O processo de lodos ativados consiste, fundamentalmente, na introdução de oxigênio (normalmente do ar), por meios artificiais, no esgoto a ser tratado, com o objetivo de manter o ambiente aeróbio, e assim possibilitar o desenvolvimento de uma grande população de microrganismos responsáveis pela biodegradação aeróbia da matéria orgânica contida no esgoto. Os microrganismos aeróbios ali presentes encontram no tanque de aeração um ambiente excepcionalmente favorável à proliferação, já que a matéria orgânica das águas residuárias lhes serve de alimento e o oxigênio dissolvido lhes proporciona a condição necessária para promover, através de seu metabolismo, a biodegradação desta matéria orgânica.

O líquido no interior do tanque de aeração constitui-se em uma suspensão de biomassa no esgoto tratado, com baixa concentração de matéria orgânica. Este líquido, após a aeração, é submetido a decantação final, quando se efetua a separação entre as fases.

A fase líquida é o esgoto tratado em nível secundário. A fase sólida, sedimentada no decantador final, consiste em uma suspensão concentrada de biomassa, denominada **lodo ativado**. Sendo ela o próprio agente biológico do processo de depuração, é de interesse para o processo que esta biomassa seja mantida no interior do sistema para que continue a participar do tratamento, pois deste modo a massa de microrganismos ativos presente será suficientemente elevada para promover a estabi-



lização, ao longo do tempo de retenção do esgoto no tanque de aeração, de quase toda a massa de substrato afluente ao sistema.

É claro, então, que a qualidade do tratamento é função das eficiências com que operam o **tanque de aeração** (uma vez que a degradação biológica de substrato implica a eliminação de matéria orgânica dissolvida) e o **decantador final** (pois a eficaz separação das fases líquida e sólida garante, por um lado a baixa concentração de matéria orgânica no efluente tratado e, por outro, a manutenção do lodo ativado no sistema).

Em sistemas de tratamento por lodos ativados de operação contínua, nos quais o tanque de aeração é uma unidade fisicamente diversa do decantador final, o lodo ativado é retido por intermédio da recirculação do lodo sedimentado no decantador final para o tanque de aeração. Todo o lodo ativado enviado continuamente ao decantador é retornado ao tanque de aeração, à exceção de uma parcela correspondente ao crescimento populacional da biomassa, a qual parcela, denominada **excesso de lodo**, é regularmente descartada. Mantém-se, assim, constante a massa de microrganismos atuantes no processo.

No sistema em batelada, a massa de lodo ativado é mantida constante no complexo tanque de aeração – decantador final, como ocorre nos sistemas contínuos convencionais. O excesso de lodo é removido de forma semelhante, porém a sedimentação ocorre no próprio reator, não havendo necessidade da recirculação de lodo.

O reator por batelada será eficaz como tanque de aeração se o seu suprimento de oxigênio for satisfatório e se a massa de microrganismos no seu interior for suficiente para metabolizar a matéria orgânica a ele afluente. Uma vez provido o oxigênio requerido, resta garantir a quantidade bastante de biomassa nele presente. Isto dependerá, exclusivamente, do seu bom desempenho como decantador final, desde que a remoção do excesso de lodo seja efetuada corretamente, pois que, então, a fuga de biomassa no efluente tratado será desprezível.

Existem modelos matemáticos racionais que, com base na cinética dos lodos ativados, na vazão tratada e nas características do esgoto, tornam possível calcular, com boa aproximação, a quantidade de biomassa que se deve ter no reator para que a massa de substrato que a ele afluente seja degradada. Mediante a aplicação de tais modelos, pode-se também estimar, com satisfatória precisão, a massa de sólidos em suspensão totais no reator e determinar o seu volume útil, para o qual se terá uma certa

concentração de sólidos em suspensão totais no seu interior. Do mesmo modo, a vazão do excesso de lodo a ser removido do sistema e a quantidade de oxigênio que nele deve ser introduzida podem ser determinadas com razoável margem de erro. Em suma, como tanque de aeração, o reator possui modelamento racional plenamente satisfatório (MCKINNEY, 1962; ECKENFELDER Jr., 1967; MARAIS; EKAMA, 1975; EKAMA; MARAIS, 1975; JORDÃO; PESSÔA, 1995).

Uma vez conhecidos os valores dos parâmetros reguladores do processo, após terem eles sido obtidos através da aplicação de um dos modelos matemáticos disponíveis, a questão operacional se restringe a fornecer o oxigênio e a remover o excesso de lodo nas quantidades que foram determinadas.

O controle da vazão de oxigênio introduzido é muito simples, não havendo maiores dificuldades para que se obedeça ao recomendado pelo modelo aplicado.

A remoção do excesso de lodo, por seu turno, pode ser efetuada na fase de repouso, como lodo adensado, ou na fase de aeração, como lodo em suspensão. Neste último caso, considerando-se que a mistura é completa e que o volume ocupado pela suspensão (todo o volume útil do reator) é conhecido, a retirada da correta porção do excesso de lodo é de muito fácil e preciso controle, pois ela é diretamente proporcional ao volume de suspensão retirado do tanque, independentemente das características físicas do lodo.

Conseqüentemente, a elevada eficiência do tratamento fica condicionada, única e exclusivamente, à limitação da fuga de biomassa no efluente tratado (durante a fase de descarte) a quantidades negligenciáveis. Isto significa que o resultado do tratamento promovido dependerá tão somente do desempenho do reator como decantador final. E é aí, no modelamento do processo de sedimentação em bateladas, que se encontra o grande vazio existente na tecnologia estabelecida do tratamento de esgotos orgânicos pelo processo de lodos ativados operado em regime sequencial.

Chernicharo e Von Sperling (1993) recomendam que o dimensionamento do reator como tanque de aeração tenha por base o parâmetro **idade do lodo**, abordado mais adiante (item 3.1. do capítulo 3). Esta recomendação é adotada no presente trabalho.

## **CAPÍTULO 3**

### **BASE CONCEITUAL**

## **BASE CONCEITUAL**

A revisão bibliográfica contida neste capítulo tem por objetivo maior consolidar os conhecimentos teóricos sobre os quais se fundamentam a dedução do modelo matemático do processo de sedimentação zonal em batelada e a concepção do método racional de dimensionamento do reator sequencial.

De início é abordado especificamente o método racional de dimensionamento de tanques de aeração para tratamento de esgotos orgânicos por lodos ativados em regime de operação contínua e com base na idade do lodo, aqui adotado para o estudo do reator em batelada operando como tanque de aeração. Conforme exposto no primeiro capítulo, como tanque de aeração, o reator possui modelamento matemático plenamente satisfatório e o controle operacional do processo pela idade do lodo deve ser preferencialmente utilizado. Por isto a abordagem é limitada especificamente ao método racional adotado. Baseado na idade do lodo, ele é perfeitamente consoante com o controle operacional do processo que tem emprego preferencial e observa o recomendado por Chernicharo e Von Sperling (1993).

Em seguida, passa-se ao estudo da sedimentação zonal, com atenção voltada de forma especial para a sedimentação em batelada, embora não a ela restrita, revisando-se brevemente também a teoria do fluxo de sólidos.

Por fim, para complementar o alicerce teórico dos estudos desenvolvidos, cujo produto se constitui nas proposições e pretensas contribuições do presente trabalho, efetua-se uma avaliação comparativa de alguns dos métodos de dimensionamento de reatores em bateladas disponíveis, os quais foram selecionados tomando-se em consideração o renome de seus autores e a idéia de com eles constituir uma série histórica da evolução desta tecnologia.

### **3.1. MODELO ADOTADO PARA O DIMENSIONAMENTO DE TANQUES DE AERAÇÃO POR LODOS ATIVADOS**

Neste trabalho adotou-se, nos cálculos relacionados à cinética do processo de depuração biológica do esgoto, o método racional de dimensionamento de tanques de aeração por lodos ativados introduzido por Mckinney (1962), desenvolvido por Ecken-

felder Jr. (1967) e consolidado por Marais; Ekama (1975). A eleição deste procedimento de cálculo, dentre aqueles existentes, se deve à preferência pessoal dos autores pelo uso da idade do lodo como parâmetro básico de projeto e de operação. Segue-se sucinta apresentação do método escolhido.

A formulação de um modelo matemático que expresse a degradação da matéria orgânica presente no esgoto pela atividade metabólica da biomassa demanda o conhecimento não apenas de como se dá o crescimento dos microrganismos com o tempo, mas também exige a ciência da rapidez com que tais organismos consomem o substrato orgânico disponível e, também, dos fatores de que depende este fenômeno.

Para tal, pode-se empregar reatores de laboratório em que se introduz um substrato orgânico que é consumido por uma massa de microrganismos, ali presente com concentração  $X_A$  [mg/L]. Em seguida, suspende-se a introdução de substrato e mede-se a variação  $\Delta S$  da concentração do substrato em um tempo  $\Delta t$  bastante curto para que seja lícito considerar constante a concentração  $S$  de substrato. Determina-se, então, a variação  $\Delta S/\Delta t$  [mg/L.d] da concentração do substrato ao longo do tempo, referida à concentração  $X_A$  de microrganismos presentes, ou seja:

$$k = \frac{\Delta S / \Delta t}{X_A} \quad (3.1)$$

O parâmetro  $k$  [ $d^{-1}$ ] definido por esta equação denomina-se **taxa específica de remoção de substrato** a qual, fisicamente, traduz a taxa de consumo do substrato pela unidade de massa de microrganismos.

Repetindo-se o mesmo procedimento, porém fazendo-se variar a concentração  $S$  [mg/L] de substrato no reator, é possível relacionar-se a concentração  $S$  de substrato no reator com a variação  $\Delta S/\Delta t$  da concentração do substrato ao longo do tempo [mg/L.d], referida à concentração  $X_A$  de microrganismos presentes [mg/L]. A função matemática que correlaciona a taxa específica de remoção de substrato  $k$  [mg/L.d] à concentração  $S$  de substrato no reator tem a forma:

$$\frac{\Delta S / \Delta t}{X_A} = \frac{k_M \times S}{k_S + S} \quad (3.2)$$

$k_M [d^{-1}]$  = constante correspondente à taxa específica de remoção de substrato  $k$  máxima (de saturação);

$k_S [mg/L]$  = constante correspondente à concentração de substrato para a qual a taxa específica de remoção de substrato  $k$  tem valor igual à metade de  $k_M$ ;

No tratamento biológico de esgoto, cujo objetivo é obter-se uma concentração  $S$  de substrato tão pequena quanto possível,  $S$  é muito menor que  $k_S$ . Em consequência, o valor da soma  $k_S + S$  tende para  $k_S$ , sendo lícito admitir-se:

$$\frac{\Delta S / \Delta t}{X_A} = \frac{k_M}{k_S} \times S \quad (3.3)$$

Uma vez que  $k_M$  e  $k_S$  são duas constantes, é válido substituir a razão entre ambas por uma mesma terceira constante  $k$ , coeficiente de degradação denominado **taxa de remoção de matéria orgânica**:

$$k = \frac{k_M}{k_S} \quad (3.4)$$

$$\frac{\Delta S / \Delta t}{X_A} = k \times S \quad (3.5)$$

Conclui-se, portanto, que em meios com reduzida concentração  $S$  de substrato, a taxa específica de remoção de substrato  $k$  é função de  $S$ , segundo uma relação de primeira ordem.

Sob o ponto de vista biológico, a vida se caracteriza pela capacidade que tem o ser de metabolizar. O metabolismo consiste no conjunto de reações químicas e bioquímicas mediante as quais cada célula viva, a partir do seu substrato alimentar, obtém matéria, que passa a constituir parte do seu corpo vivo, e energia, que é utilizada em suas atividades vitais. Assim, o metabolismo abrange dois processos: o anabolismo (síntese de matéria viva) e o catabolismo (liberação e transformação de energia).

O substrato metabolizado pelos microrganismos, observando a regra biológica geral, é parte anabolizado e parte catabolizado. A fração catabolizada do substrato

abandona o sistema na forma de resíduos do processo de liberação de energia (no caso em questão, em que o catabolismo é aeróbio, basicamente gás carbônico e água), e na forma de trabalho e calor. Já a fração anabolizada permanece no sistema, porquanto terá sido utilizada na síntese de novo material celular e, assim, incorporada à massa de organismos no reator. Conclui-se, pois, que o crescimento da massa de organismos em certo tempo é exatamente igual à fração anabolizada da massa de substrato neste mesmo tempo. Esta fração se mostra constante ao longo do tempo, quando certa população de organismos metaboliza um dado substrato. Denominada **coeficiente de produção celular**  $Y$  esta fração, pode-se, uma vez conhecido o valor de  $Y$  [adimensional], calcular a massa de organismos (material celular) produzida durante certo tempo e incorporada à biomassa no reator com base na massa de substrato metabolizado neste mesmo tempo.

Sendo constante o volume do reator, as massas no seu interior são proporcionais às respectivas concentrações. Logo, a variação (aumento) de concentração  $\Delta X_{AS}$  de material celular [mg/L], devida à síntese de novas células, em função da variação (diminuição) de concentração  $\Delta S$  de substrato, por ter sido ele parcialmente utilizado, é dada por:

$$X_A = Y \times \Delta S \quad (3.6)$$

E então:

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta t} = Y \times \frac{\Delta S}{\Delta t} \quad (3.7)$$

Associando-se as equações 3.4 e 3.6, pode-se avaliar a concentração de organismos produzida pela utilização de uma certa concentração de substrato:

$$\frac{\Delta X_A / \Delta t}{X_A} = Y \times k \times S \quad (3.8)$$

Simultaneamente à síntese de novas células, ocorre também a destruição de algumas outras células decorrente do consumo de parte do material celular para a liberação de energia, no processo denominado **respiração endógena**. Por consequin-

te, a variação total da concentração (e da massa) de organismos no reator é a soma algébrica da produção de novas células (síntese) com a destruição de células ativas (respiração endógena).

Demonstra-se experimentalmente que a massa de células ativas consumidas em um certo tempo por respiração endógena é proporcional à massa total de organismos presentes, independentemente da concentração de substrato. Portanto, a fração  $b$  da massa de organismos ativos destruída por respiração endógena é constante e não depende da concentração de substrato no meio. Esta fração é denominada **taxa específica de respiração endógena** e é expressa [ $d^{-1}$ ], em função das concentrações  $\Delta X_{AE}$  de células ativas consumidas por respiração endógena e  $X_A$  de organismos presentes, por:

$$b = \frac{\Delta X_{AE} / \Delta t}{X_A} \quad (3.9)$$

A variação total  $\Delta X_A / \Delta t$  da concentração de organismos no reator [ $mg/L \times d$ ], portanto, pode ser calculada pela soma:

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta t} = \frac{\Delta X_{AS}}{\Delta t} + \frac{\Delta X_{AE}}{\Delta t} \quad (3.10)$$

Tomando-se as equações 3.6, 3.8 e 3.9, pode-se afirmar que:

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta t} = Y \times \frac{\Delta S}{\Delta t} - b \times X_A \quad (3.11)$$

A equação 3.11, que apresenta a correlação entre o crescimento da biomassa, a concentração de organismos no reator e a degradação biológica do substrato por ação dos organismos, **consiste na formulação do modelo matemático para os processos de tratamento biológico em reatores em mistura completa.**

Uma vez que uma certa massa de substrato constantemente afluí ao reator, os organismos tendem a se multiplicar, à medida em que vão consumindo aquele substrato. Para que se mantenha constante a massa  $MX_A$  [kg], estabelecendo-se o regime permanente no processo, é necessário retirar do sistema a massa  $\Delta MX_A$  [kg] de orga-



nismos ativos produzidos no tempo  $\Delta t$ , a cada  $\Delta t$  decorrido. Esta massa de lodo ativado sintetizada no reator e necessariamente removida do sistema é denominada excesso de lodo e sua produção pode ser avaliada pelo acréscimo  $\Delta X_A$  da concentração de organismos ativos em um certo tempo  $\Delta t$ , referida ao volume  $V$  [m<sup>3</sup>] do reator:

$$\frac{\Delta MX_A}{\Delta t} = \frac{\Delta X_A \times 10^{-6} \times V}{\Delta t \times 10^{-3}} \quad (3.12)$$

A necessidade da remoção regular do excesso de lodo gerado no reator originou o parâmetro de projeto  $\theta_c$  [d], denominado **idade do lodo** ou **tempo médio de residência celular**, baseado na relação entre a massa  $MX_A$  de lodo ativado presente no reator e a massa  $\Delta MX_A$  de excesso de lodo dali removida diariamente.

Retirando-se do sistema, a cada dia, a massa  $\Delta MX_A$  de excesso de lodo, a razão entre a massa  $MX_A$  total de lodo ativado presente no reator e  $\Delta MX_A$  corresponde ao tempo médio, medido em dias, que cada partícula de lodo permanece no sistema.

A idade do lodo  $\theta_c$ , então, é dada por:

$$\theta_c = \frac{MX_A}{\Delta MX_A / \Delta t} \quad (3.13)$$

Tomando-se o tempo  $\Delta t$  igual a um dia, como é prática generalizadamente adotada, a equação 3.13 assume a forma:

$$\theta_c = \frac{MX_A}{\Delta MX_A} \quad (3.14)$$

Dividindo-se a equação 3.11 por  $X_A$ , tem-se:

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta t \times X_A} = Y \times \frac{\Delta S}{\Delta t \times X_A} - b \quad (3.15)$$

Transformando-se as concentrações, mediante a multiplicação de cada uma pelo volume  $V$  do reator, em massas:

$$\frac{\Delta MX_A}{\Delta t \times MX_A} = Y \times \frac{\Delta MS}{\Delta t \times MX_A} - b \quad (3.16)$$

Mas, conforme mostra a equação 3.13, o primeiro termo da equação 3.16 é igual ao inverso de  $\theta_c$ , a idade do lodo. Assim:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \times \frac{\Delta MS}{\Delta t \times MX_A} - b \quad (3.17)$$

$$\frac{1}{\theta_c} + b = Y \times \frac{\Delta MS}{\Delta t \times MX_A} \quad (3.18)$$

$$MX_A \times \frac{1 + b \times \theta_c}{\theta_c} = Y \times \frac{\Delta MS}{\Delta t} \quad (3.19)$$

$$MX_A = \frac{Y \times \theta_c}{1 + b \times \theta_c} \times \frac{\Delta MS}{\Delta t} \quad (3.20)$$

Esta equação (3.20), portanto, fornece a massa  $MX_A$  de organismos ativos requerida para reduzir a massa  $MS_A$  de substrato afluente em  $\Delta MS$ , durante o tempo  $\Delta t$  e em função dos parâmetros  $Y$ ,  $\theta_c$  e  $b$ .

Sendo o tempo  $\Delta t$  igual a um dia e a concentração de substrato [mg/L] afluente igual a  $S_A$ , chega-se à equação que fornece a variação  $\Delta MS$  da massa de substrato [kg] ao longo de  $\Delta t$ , em função da vazão  $Q$  [m<sup>3</sup>/d] tratada, e das concentrações  $S_A$  de substrato afluente e  $S$  de substrato efluente [mg/L]:

$$\frac{\Delta MS}{\Delta t} = \frac{Q \cdot (S_A - S)}{10^{-3}} \quad (3.21)$$

Explicitando-se, na equação 3.20 a variação  $\Delta MS$  da massa de substrato no tempo  $\Delta t$ , tem-se:

$$\frac{\Delta MS}{\Delta t} = \frac{MX_A \times (1 + b \times \theta_c)}{Y \times \theta_c} \quad (3.22)$$

$$\frac{Q \times \Delta S}{\Delta t \times 10^3} = \frac{MX_A \times (1 + b \times \theta_c)}{Y \times \theta_c} \quad (3.23)$$

$$\frac{\Delta S}{\Delta t} = \frac{MX_A \times (1 + b \times \theta_c) \times 10^3}{Q \times Y \times \theta_c} \quad (3.24)$$

Da equação 3.5 obtém-se:

$$\frac{\Delta S}{\Delta t} = k \times S \times X_A \quad (3.25)$$

Igualando-se os segundos membros das equações 3.24 e 3.25:

$$k \times S \times X_A = \frac{MX_A \times (1 + b \times \theta_c)}{Q \times Y \times \theta_c \times 10^{-3}} \quad (3.26)$$

$$k \times S = \frac{MX_A \times (1 + b \times \theta_c)}{X_A \times Q \times Y \times \theta_c \times 10^{-3}} \quad (3.27)$$

$$k \times S = \frac{MX_A \times (1 + b \times \theta_c)}{MX_A \times Y \times \theta_c} \quad (3.28)$$

$$S = \frac{1 + b \times \theta_c}{k \times Y \times \theta_c} \quad (3.29)$$

A equação 3.29 permite calcular a concentração  $S$  de substrato [mg/L], em termos de DBO solúvel no reator, a mesma do esgoto tratado, em função das constantes  $b$ ,  $k$  e  $Y$ , características do esgoto, e da idade do lodo  $\theta_c$  adotada.

Não obstante a maior parte do material celular dos organismos ativos ser constituída por matéria orgânica biodegradável existe dele uma fração  $f$  de matéria orgânica não biodegradável. Deste modo, as células destruídas pela respiração endógena têm apenas sua fração biodegradável efetivamente consumida no processo. A fração  $f$  de matéria orgânica não biodegradável permanece no sistema e vai constituir o dito **resíduo endógeno**. Os sólidos em suspensão voláteis no reator, então, são a soma dos organismos ativos no reator com o resíduo endógeno nele presente. E o resíduo endógeno  $\Delta X_E$  gerado no tempo  $\Delta t$  é proporcional à massa  $\Delta X_{AE}$  de organismos consumida por respiração endógena no referido tempo, sendo  $f$  o fator de proporcionalidade. Pode-se então escrever:

$$\frac{\Delta X_E}{\Delta t} = \frac{f \times \Delta X_{AE}}{\Delta t} \quad (3.30)$$

Considerando-se a equação 3.9, vem:

$$\frac{\Delta X_E}{\Delta t} = f \times b \times X_A \quad (3.31)$$

Tomando-se o tempo  $\Delta t$  igual à idade do lodo  $\theta_c$ , ter-se-á a variação  $\Delta X_E$  de concentração de resíduo endógeno igual à própria concentração  $X_E$  de resíduo endógeno [mg/L] no reator, posto que, ao cabo de  $\theta_c$ , a última partícula do resíduo endógeno presente no reator anteriormente ao início de  $\theta_c$  terá sido removida. Assim:

$$\frac{\Delta X_E}{\theta_c} = f \times b \times X_A \quad (3.32)$$

Multiplicando-se ambos os termos da equação 3.31 pelo volume  $V$  [m<sup>3</sup>] do reator, convertem-se as concentrações em massas no reator:

$$\frac{\Delta X_E \times V}{\theta_c \times 10^3} = f \times b \times \frac{X_A \times V}{10^3} \quad (3.33)$$

A massa  $MX_E$  de resíduo endógeno [kg] é, então, dada por:

$$MX_E = f \times b \times \theta_C \times MX_A \quad (3.34)$$

Como anteriormente estabelecido, a massa  $MX_V$  de sólidos em suspensão voláteis no reator será igual à soma das massas  $MX_A$  de organismos ativos e  $MX_E$  de resíduo endógeno:

$$MX_V = MX_A + MX_E \quad (3.35)$$

À massa  $MX_V$  de sólidos em suspensão voláteis no reator soma-se a massa  $MX_F$  de sólidos em suspensão fixos no reator, resultando esta adição na massa  $MX$  de sólidos em suspensão totais [kg] no reator.  $MX_F$  é oriunda da acumulação dos sólidos em suspensão fixos introduzidos pelo afluente, no qual se encontram na concentração  $X_F$ . A variação  $\Delta MX_F$  da massa de sólidos fixos no reator ao longo de um tempo  $\Delta t$  é expressa [kg/d] por:

$$\frac{\Delta MX_F}{\Delta t} = Q \times X_F \times \frac{10^{-6}}{10^{-3}} \quad (3.36)$$

Com base na aplicação de raciocínio análogo àquele empregado na dedução da equação 3.34, tomando-se o tempo  $\Delta t$  igual à idade do lodo  $\theta_C$ , ter-se-á a variação  $\Delta MX_F$  de massa de sólidos fixos igual à própria massa  $MX_F$  de sólidos fixos no reator, posto que, ao cabo de  $\theta_C$ , a última partícula de sólido fixo presente no reator anteriormente ao início de  $\theta_C$  terá sido removida. Assim:

$$\frac{MX_F}{\theta_C} = Q \times X_F \times \frac{10^{-6}}{10^{-3}} \quad (3.37)$$

$$MX_F = Q \times X_F \times \theta_C \times 10^{-3} \quad (3.38)$$

A massa  $MX$  de sólidos em suspensão totais no reator será:

$$MX = MX_V + MX_F \quad (3.39)$$

O volume  $V$  útil do reator [ $m^3$ ] torna-se dedutível, uma vez conhecida a massa  $MX$  [kg] e adotada a concentração de sólidos em suspensão totais  $X$  no reator [mg/L]:

$$V = \frac{MX}{X} \cdot 10^3 \quad (3.40)$$

O dimensionamento de um reator biológico por lodos ativados pode ser precisamente efetuado com base no parâmetro idade do lodo, uma vez conhecidas a vazão  $Q$  tratada, as concentrações  $S_A$  de matéria orgânica afluente,  $X_F$  de sólidos fixos afluentes, as constantes de processo  $b$ ,  $k$  e  $Y$ , e adotadas a idade do lodo  $\theta_C$  e a concentração  $X$  de sólidos em suspensão totais no reator, mediante a aplicação sucessiva das equações 3.29, 3.21, 3.20, 3.34, 3.35, 3.38, 3.39 e 3.40.

## 3.2. SEDIMENTAÇÃO ZONAL

Pode-se definir sedimentação como sendo o deslocamento das partículas sólidas em suspensão em um fluido, quando os sólidos possuem densidade superior à do fluido e o deslocamento decorre da ação da gravidade.

### 3.2.1. Tipos de Sedimentação

São reconhecidos três tipos de sedimentação, determinados pela natureza dos sólidos suspensos (JORDÃO; PESSÔA, 1995) e pela concentração com que os sólidos se encontram na suspensão. Estes três tipos de sedimentação e suas principais propriedades são:

- **Sedimentação Discreta**, que se verifica quando as partículas sólidas em suspensão mantêm inalteradas suas características físicas (como tamanho, forma e densidade) ao longo do processo, sedimentando cada uma delas sem interferência das demais, a velocidade constante, como ocorre na sedimentação da areia em um desarenador;
- **Sedimentação Floculenta**, caracterizada por as partículas sólidas em suspensão possuírem a capacidade de se aglomerarem aleatoriamente umas às outras durante o processo, o que, vindo a ocorrer, implica mudanças nas propriedades físi-

cas das partículas aglomeradas, resultando alterações nas suas velocidades de sedimentação, como acontece na sedimentação do lodo primário no decantador de uma estação de tratamento primário de esgoto;

- **Sedimentação Zonal**, que ocorre por as partículas sólidas em suspensão possuírem concentração muito elevada e propriedades físicas bem semelhantes. A pequena distância entre elas é insuficiente para impedir a ação de forças interparticulares e, dentro de certa medida, tais forças podem mantê-las em posições fixas entre si, como peças de uma estrutura (DA-RIN; NASCIMENTO, 1977). Isto faz com que as partículas se arranjam formando camadas que sedimentam de tal modo que cada camada se comporta como uma massa única, sujeita a uma resistência do fluido ao seu movimento tanto maior quanto mais elevada for a sua concentração de sólidos. O fenômeno se assemelha à passagem de um fluido através de um leito filtrante granular, no qual a resistência ao deslocamento do fluido é função da proximidade entre os grãos constituintes do leito. Tem-se por resultado ser a velocidade de sedimentação da camada tanto menor quanto maior for sua concentração de sólidos. É desta natureza a sedimentação do lodo secundário no decantador final de uma estação de tratamento biológico de esgoto.

Embora alguns textos como Metcalf & Eddy (1991) refiram-se a um quarto tipo de sedimentação, no qual se enquadraria o fenômeno de adensamento do lodo, julgou-se, neste estudo, mais adequado considerar tal fenômeno parte integrante do processo de sedimentação zonal.

Ramalho (1983) afirma que a sedimentação zonal ocorre em decantadores com lodo ativado ou lodo quimicamente coagulado, quando a concentração de sólidos supera o limite de 500 mg/L. Então, no reator em bateladas a sedimentação é zonal, de vez que a concentração de sólidos em suspensão totais no interior de um reator biológico do processo dos lodos ativados será sempre superior àquele valor, conforme Da-Rin e Nascimento (1977).

As bases teóricas da sedimentação zonal foram formuladas por Kinch (1952), e dão suporte à determinação da variação da velocidade de sedimentação de um lodo em função da sua concentração de sólidos, a partir da observação do deslocamento da interface líquido clarificado-lodo durante a sedimentação dos sólidos de uma suspensão em repouso. Talmadge e Fitch (1955), apoiados na teoria desenvolvida por

Kinch, elaboraram um procedimento prático pelo qual se pode determinar graficamente a velocidade de sedimentação  $V_i$  dos sólidos em uma camada com concentração  $X_i$ .

Diversos autores têm preconizado modelos matemáticos que expressem a lei de variação da velocidade  $V_i$  de sedimentação de um lodo em função de sua concentração  $X_i$  de sólidos:

$$V_i = f(X_i) \quad (3.41)$$

Assim, Vesilind (1968), definindo como sendo  $V_0$  a velocidade de sedimentação da partícula individual e  $K$  uma constante característica de cada lodo, propõe uma lei de variação com a forma:

$$V_i = V_0 \times e^{-K \cdot X_i} \quad (3.42)$$

KRONE (1968), por seu turno, sugere:

$$V_i = V_0 (1 - K \times X_i)^5 \quad (3.43)$$

Já Duncan e Kawata (1968), designando por  $a$  e  $c$  coeficientes que dependem da natureza do lodo, recomendam a aplicação da equação:

$$V_i = a \times X_i^{-c} \quad (3.44)$$

Mais recentemente, vêm sendo propostos modelos nos quais o índice volumétrico do lodo,  $IVL$  [mL/g], é introduzido como elemento refletor da influência do tipo do lodo no processo da sedimentação zonal.

Nesta linha de ação, Daigger (1995) apresenta para  $V_i$  (expressa em m/s) a expressão:



$$V_i = 6,49 \times e^{-(0,1646+0,001586 \times IVL \times X_i / 1000)} \quad (3.45)$$

Von Sperling e Fróes (1998) estabeleceram, por faixa de sedimentabilidade, os valores médios, representativos para esgoto doméstico, dos parâmetros  $V_0$  e  $K$  da equação 3.42, proposta por Vesilind (1968). Tais valores foram definidos com base em dados apresentados em 17 trabalhos de vários autores que estudaram dezenas de estações de tratamento de esgoto no Brasil e no exterior. Desta forma, são sugeridas cinco equações para estimativa de  $V_i$  em função da concentração  $X_i$  de sólidos do lodo, devendo-se selecionar aquela a ser empregada com base no tipo de sedimentabilidade do lodo, estabelecida com base no seu  $IVL$  [mL/g]. Mais adiante são apresentadas as referidas cinco equações propostas por Von SPERLING e FRÓES (1998), indicando-se, para cada uma delas, as respectivas classe de sedimentabilidade e faixa de valores de  $IVL$  [mL/g]. Cabe registrar que cada equação sugerida foi desenvolvida com base no valor de  $IVL$  médio da faixa, o qual foi considerado dela representativo. Assim, por exemplo, o  $IVL$  de 150 foi tomado como o representativo da sedimentabilidade média, cuja faixa de  $IVL$  tem por limites os valores 100 e 200.

### **3.2.2. Velocidade de sedimentação do lodo [m/h] em função da concentração de sólidos, por faixa de sedimentabilidade definida com base no seu Índice Volumétrico do Lodo – $IVL$ [mL/g]**

- *Sedimentabilidade ótima (IVL 0 a 50):*  $V_i = 10,0 \times e^{(-0,27 \times X_i / 1000)} \quad (3.46)$

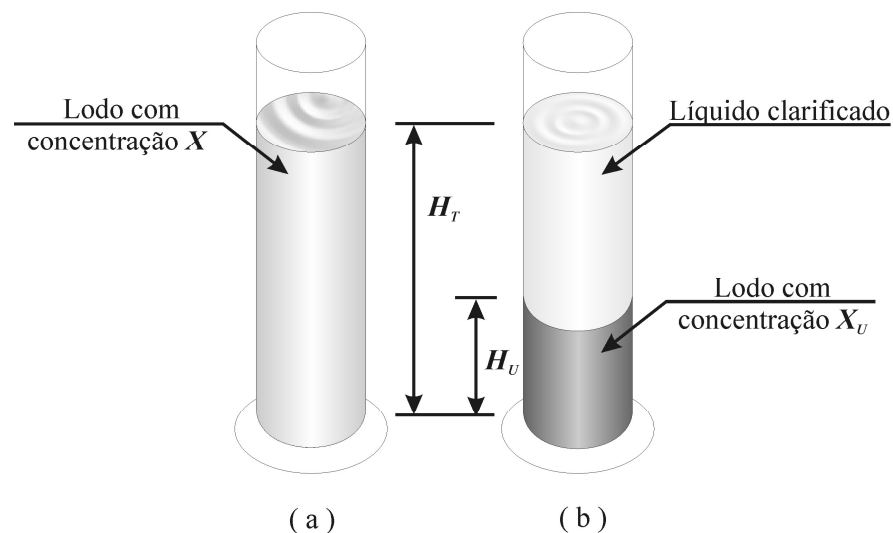
- *Sedimentabilidade boa (IVL 50 a 100):*  $V_i = 9,0 \times e^{(-0,35 \times X_i / 1000)} \quad (3.47)$

- *Sedimentabilidade média (IVL 100 a 200):*  $V_i = 8,6 \times e^{(-0,50 \times X_i / 1000)} \quad (3.48)$

- *Sedimentabilidade ruim (IVL 200 a 300):*  $V_i = 6,2 \times e^{(-0,67 \times X_i / 1000)} \quad (3.49)$

- Sedimentabilidade péssima (IVL 300 a 400):  $V_i = 5,6 \times e^{(-0,73 \times X_i / 1000)}$  (3.50)

O ponto de partida para o estudo da sedimentação zonal são os ensaios de sedimentação em coluna (**Figura 3.1**).



**Figura 3.1. Ensaio de sedimentação zonal em coluna: (a) instante inicial; (b) instante final.**

Os parâmetros indicados na **Figura 3.1** são os seguintes:

$H_T$  = altura [m] total da coluna de suspensão no início do ensaio;

$H_U$  = altura [m] da camada de lodo ao final do ensaio (com concentração  $X_U$ );

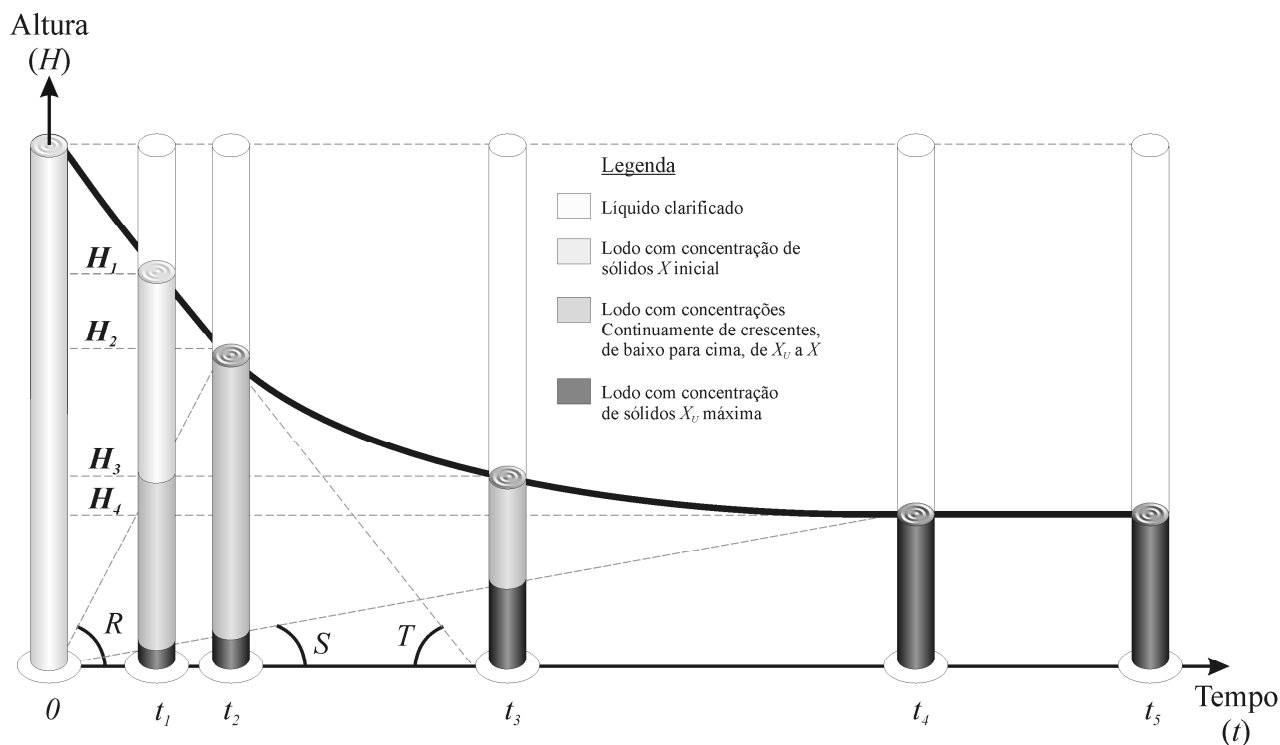
$X$  = concentração de sólidos inicial [mg/L];

$X_U$  = concentração de sólidos final (a máxima) [mg/L].

Considere-se um cilindro contendo uma coluna com altura total  $H_T$  de uma suspensão homogênea cuja concentração de sólidos é  $X$ . Posta esta suspensão em repouso, tem princípio a sedimentação do lodo nela contido. No instante inicial da sedimentação (**Figura 3.1a**), o lodo está presente em toda a altura  $H_T$  da coluna, com concentração de sólidos  $X$ , uniforme. Ao longo do processo de sedimentação, todas as camadas de lodo se deslocam em direção ao fundo do cilindro, exceto aquela que já nele se encontrava no instante inicial. Finda a sedimentação (**Figura 3.1b**), todo o lodo está em repouso, acumulado em uma camada de espessura  $H_U$  menor que  $H_T$ , apoiada no fundo do cilindro. A concentração de sólidos,  $X_U$ , é uniforme.

Portanto, a partir do conhecimento das condições inicial e final do processo, pode-se observar que, enquanto o lodo sedimenta, acontece aumento da concentração de sólidos e redução conseguinte da velocidade de sedimentação, até que, ao final do processo, o lodo alcança a concentração de sólidos máxima  $X_U$ , para a qual a velocidade de sedimentação é nula.

A apreensão das fases intermediárias do fenômeno não requer mais do que uma atenção adicional ao acompanhamento do raciocínio desenvolvido em seguida e ilustrado na **Figura 3.2**. Através dele, tal fenômeno é modelado com fidelidade absolutamente adequada às aplicações práticas visadas nesta obra.



**Figura 3.2. Sedimentação zonal em batelada: Curva Altura da Interface Clarificado/Lodo ( $H$ ) versus Tempo ( $t$ ) e representação dos principais estágios da coluna de suspensão ao longo do tempo.**

Decorrido um tempo infinitesimal  $dt$  do início da sedimentação, o lodo (à exceção da camada de espessura infinitesimal junto ao fundo do cilindro) sedimenta, durante  $dt$ , à velocidade de sedimentação  $V_s$ , característica da concentração inicial  $X$ . Logo, ocorre a transferência, para baixo, da massa infinitesimal dos sólidos antes presentes em uma camada de espessura infinitesimal, medida a partir da superfície do líquido. Esta camada agora contém líquido clarificado, isento de lodo, e sua espessura mede  $V_s \cdot dt$ .

Como o lodo apresentava a mesma concentração de sólidos  $X$  em toda a altura  $H_T$ , então em todos os infinitos planos horizontais ao longo de  $H_T$ , exceto no do fundo, o lodo iniciou a sua sedimentação à velocidade  $V_s$ . Assim, a transferência de sólidos da camada superior se propaga para baixo, plano a plano, observando uma taxa de transferência única e igual a  $X \times V_s$ , até o fundo do recipiente.

Uma vez que a camada de espessura infinitesimal de lodo apoiado no fundo é estática, sua concentração de sólidos sofre um aumento com a transferência recebida e não transmitida. Mas como sua espessura é infinitesimal, também o é seu volume e, por esta razão, sua concentração de sólidos atinge imediatamente o valor máximo  $X_U$ .

Esta camada inferior estava estática desde o início do processo por efeito da sustentação do fundo e por isto sua concentração de sólidos alcança  $X_U$ . No mesmo tempo por causa do decréscimo, até a anulação, da sua capacidade de recepção de sólidos, ela passa a exercer, na camada de espessura infinitesimal imediatamente acima, ação da mesma natureza daquela que sofreu do fundo. Nesta segunda camada se desenvolve, então, fenômeno semelhante que resulta na elevação da sua concentração de sólidos de  $X$  para  $X_U - dX$ . Assim sucessivamente acontece numa infinidade de camadas superiores de espessuras infinitesimais.

Em síntese, decorrido  $dt$  após o início da sedimentação, forma-se junto ao fundo uma infinidade de camadas, com espessura infinitesimal (cujo somatório é também infinitesimal), nas quais as concentrações de sólidos apresentam, de baixo para cima, uma variação contínua e decrescente, desde  $X_U$  até  $X$ .

O estado da coluna de suspensão no instante  $dt$  pode ser retratado pela representação gráfica correspondente ao tempo zero da **Figura 3.2**, tendo-se em mente que, na superfície há uma camada de espessura  $dH$  com líquido clarificado e no fundo há uma infinidade de camadas de espessuras somadas  $dH$  com concentrações de sólidos decrescentes, de baixo para cima, de  $X_U$  até  $X$ . Em todo o restante intermediário da coluna, a concentração de sólidos é  $X$ .

Enquanto a sedimentação evolui, a interface líquido clarificado-lodo, que é um plano horizontal onde a concentração de sólidos é  $X$ , descende à velocidade constante  $V_S$ . Ao mesmo tempo, a contínua transferência de sólidos para o fundo faz com que tenha sua concentração aumentada cada uma das infinitas camadas que apresentam, de baixo para cima, concentrações de sólidos que variam da máxima  $X_U$  à inicial  $X$ . Como a concentração não pode crescer além de  $X_U$ , dá-se o aumento da espessura da camada mais de baixo, à medida em que, ordenadamente de baixo para cima, nas demais infinitas camadas é atingida  $X_U$ . Assim, a superfície superior da camada com concentração de sólidos máxima ascende e, por a taxa de transferência de sólidos descendentes ser invariável, ascende a uma velocidade constante  $V_{AU}$ , característica de  $X_U$ . Uma vez que cada uma das outras infinitas camadas também tem sua concentração continuamente aumentada, cada concentração, a exemplo da máxima, ascende a velocidade constante própria.

Resumindo, com o desenrolar da sedimentação, os sólidos descendem e as concentrações ascendem. Assim como os sólidos descendem com velocidades cons-

tantes e características das suas concentrações, as concentrações ascendem com velocidades também constantes e cada qual própria da concentração que sobe.

Decorrido um tempo  $t_1$  do início da sedimentação, a interface líquido clarificado-lodo sedimentou à velocidade  $V_S$ , atingindo a distância  $V_S \times t_1$  da superfície do líquido. Simultaneamente, do fundo se elevou a concentração  $X_U$ , à velocidade  $V_{AU}$ , alcançando uma altura  $V_{AU} \times t_1$  medida do fundo. Também ao longo de  $t_1$ , cada camada com concentração entre  $X_U - dX$  e  $X$  ascendeu com sua velocidade característica. A camada com concentração  $X$  terá então se erguido à sua velocidade ascensional  $V_{AX}$ , passando a situar-se  $V_{AX} \times t_1$  acima do fundo do cilindro.

Conforme está mostrado na **Figura 3.2**, portanto, no instante  $t_1$  ter-se-á, a partir do fundo:

- Uma camada de lodo com concentração de sólidos máxima  $X_U$ , de espessura  $H_{U1}$ , tal que:

$$H_{U1} = V_{AU} \times t_1 \quad (3.51)$$

- Uma camada com espessura  $H_{i1}$  e concentrações de sólidos ( $X_i$ ) variando de ( $X_U - dX$ ) até  $X$ , de baixo para cima, sendo:

$$H_{i1} = V_{AX} \times t_1 - V_{AU} \times t_1 = (V_{AX} - V_{AU}) \times t_1 \quad (3.52)$$

- Uma camada de lodo com a concentração de sólidos inicial  $X$ , de espessura  $H_{X1}$  valendo:

$$H_{X1} = H_T - V_S \times t_1 - V_{AX} \times t_1 = H_T - t_1 \times (V_S - V_{AX}) \quad (3.53)$$

- Uma camada com líquido clarificado, de espessura  $H_{C1}$  alcançando:

$$H_{C1} = V_S \times t_1 \quad (3.54)$$

Em um determinado instante  $t_2$ , posterior a  $t_1$ , a concentração de sólidos  $X$ , ascendente, encontra a interface líquido clarificado-lodo, também com concentração de

sólidos  $X$ , que descende. Neste momento a camada com concentração de sólidos  $X$  tem espessura infinitesimal e a situação, a partir do fundo do cilindro é:

- Uma camada de lodo com concentração de sólidos máxima  $X_U$ , de espessura  $H_{U2}$  medindo:

$$H_{U_2} = V_{AU} \times t_2 \quad (3.55)$$

- Uma camada com espessura  $H_{i_2}$ , com concentrações de sólidos  $X_i$  variando de  $X_U - dX$  até  $X$ , de baixo para cima, onde:

$$H_{i_2} = V_{AX} \times t_2 - V_{AU} \times t_2 = (V_{AX} - V_{AU}) \times t_2 \quad (3.56)$$

- Uma camada com líquido clarificado, de espessura  $H_{C2}$ :

$$H_{C_2} = V_S \times t_2 \quad (3.57)$$

Do princípio do processo até  $t_2$ , a interface líquido clarificado-lodo sedimenta à velocidade constante  $V_S$ , posto que nela a concentração de sólidos é  $X$ , constante. Portanto, a curva *Altura da Coluna de Lodo versus Tempo*, neste intervalo, é um segmento de reta, como se vê na **Figura 3.2**.

A partir de  $t_2$ , tendo continuidade a sedimentação, a cada intervalo infinitesimal de tempo  $dt$  transcorrido, a concentração de sólidos da interface líquido clarificado-lodo é substituída por uma concentração infinitesimalmente maior ascendente que alcança o topo da coluna de lodo. A cada aumento de concentração corresponde uma redução na velocidade de sedimentação da interface para o valor característico da nova concentração. Assim, a partir de  $t_2$ , a velocidade de sedimentação da interface diminui ininterruptamente até um instante  $t_4$ . Em  $t_4$  a concentração de sólidos máxima  $X_U$  atinge a interface e a velocidade de sedimentação desta se torna nula, completando-se o processo da sedimentação.

Assim sendo, como se pode observar na **Figura 3.2**, no intervalo limitado por  $t_2$  e  $t_4$ , a curva *Altura da Coluna de Lodo versus Tempo* deixa de ser retilínea, adquirindo uma curvatura que cresce de zero até um valor máximo e depois diminui de volta para zero.

Num instante  $t_3$  qualquer interior a este intervalo a situação, a partir do fundo do cilindro, é:

- Uma camada de lodo com concentração de sólidos máxima  $X_U$ , de espessura  $H_{U3}$  medindo:

$$H_{U_3} = V_{AX} \times t_3 \quad (3.58)$$

- Uma camada com espessura  $H_{i3}$ , com concentrações de sólidos  $X_i$  variando de  $X_U - dX$  até  $X_3$ , de baixo para cima, sendo  $X_3$  a concentração de sólidos na interface no instante  $t_3$  e  $V_{AX_3}$  a velocidade de sedimentação correspondente, de modo que:

$$H_{i_3} = V_{AX} \times t_3 - V_{AU} \times t_3 = (V_{AX_3} - V_{AU}) \times t_3 \quad (3.59)$$

- Uma camada com líquido clarificado, de espessura  $H_{C_3}$  :

$$H_{C_3} = Ht - V_{AX_3} \times t_3 \quad (3.60)$$

Na referida ilustração vê-se, ainda, que de  $t_4$  em diante passa-se a ter, do fundo para cima:

- Uma camada de lodo com concentração de sólidos máxima  $X_U$ , de espessura  $H_{UF}$  medindo:

$$H_{UF} = V_{AU} \times t_4 \quad (3.61)$$

- Uma camada com líquido clarificado, de espessura  $H_{CF}$ :

$$H_{CF} = H_T - V_{AU} \times t_4 \quad (3.62)$$

O trecho final da curva *Altura da Coluna de Lodo versus Tempo* é uma semi-reta horizontal, pois a velocidade de sedimentação é nula e a altura da coluna de lodo permanece constante.

Duas observações adicionais são de grande relevância:



- A derivada da função *Espaço x Tempo* é igual à velocidade. Então, o coeficiente angular de uma tangente à curva *Altura da Coluna de Lodo x Tempo* tem o valor da velocidade de sedimentação da interface no instante correspondente ao ponto de tangência. Esta é a velocidade de sedimentação do lodo com a concentração de sólidos existente na interface no citado instante.
- coeficiente angular de uma reta que, passando pela origem das coordenadas, intercepta a curva no intervalo definido por  $t_2$  e  $t_4$  é igual à velocidade ascensional da concentração de sólidos que atinge a interface no instante correspondente ao ponto de intercepção. Esta afirmação é verdadeira uma vez que as concentrações, de  $X$  a  $X_U$ , alcançam a interface, sucessivamente, de  $t_2$  a  $t_4$ , após cada uma haver ascendido a altura do fundo à interface (igual à distância do eixo do tempo à curva) com velocidade constante.

### 3.3. TEORIA DO FLUXO DE SÓLIDOS

A função de um decantador final é promover a separação entre as partículas sólidas e o líquido da suspensão de biomassa, de modo que o líquido dele vertido se apresente tão isento de sólidos em suspensão quanto possível.

Em um decantador operado em bateladas, considerado um determinado lodo, a separação pretendida depende tão somente da concentração  $X$  inicial de sólidos do lodo e do tempo  $t_S$  de duração da sedimentação, posto que a fase líquida guarda o estado de repouso. Sendo a concentração  $X$  inicial menor que a máxima  $X_U$  e uma vez havendo decorrido um tempo  $t_S$  de duração da sedimentação, se terá, a partir da superfície, uma camada de líquido clarificado. A espessura do clarificado será tão maior quanto maiores forem este tempo  $t_S$  e a diferença  $X_U - X$  entre as concentrações de sólidos máxima e inicial. É claro, como já visto, que o tempo de duração da sedimentação é limitado pelo adensamento de todo o lodo até a concentração de sólidos máxima, quando finda a sedimentação.

Embora este estudo tenha por objeto direto a sedimentação zonal em bateladas, alguns dos elementos fundamentais do método de dimensionamento que se pro-

põe foram derivados da teoria da sedimentação zonal em unidades de fluxo ininterrupto. Assim, é indispensável incluir aqui uma breve revisão desta teoria.

Quando o decantador é de operação contínua, o líquido no seu interior encontra-se em movimento. Por isto, a clarificação do efluente só será promovida caso a **taxa de escoamento superficial**  $T_L$  a ele aplicada (igual à **razão entre a vazão tratada  $Q$  e a área  $A$  da superfície da unidade**) não exceda a velocidade de sedimentação  $V_S$  da interface líquido clarificado-lodo. Ou seja,  $T_L$  não pode ultrapassar a velocidade de sedimentação do lodo com a concentração inicial de sólidos  $X$  (a concentração no afluente ao decantador).

Como já observado no primeiro capítulo, a operação de um decantador final num sistema de lodos ativados de fluxo contínuo inclui sempre a remoção, pelo fundo da unidade, do lodo sedimentado, que é retornado ao tanque de aeração. É também essencial para a eficácia da decantação, então, que todo o lodo introduzido no decantador seja transferido ao seu fundo, pois de outra forma haverá acúmulo de lodo no interior do tanque e subsequente extravasamento de lodo pelo vertedor da unidade, juntamente com o efluente tratado. É necessário, portanto, que a taxa de transferência de sólidos em cada camada horizontal de lodo no interior do decantador seja pelo menos igual à taxa com que os sólidos a ele afluem (a **taxa de aplicação de sólidos**,  $T_S$ ) e, assim, todo o lodo introduzido seja transportado ao fundo e dali removido.

A transferência dos sólidos introduzidos em um decantador de operação contínua para o fundo decorre de duas ações distintas. A primeira é a sedimentação propriamente dita, o movimento dos sólidos por ação da **gravidade**. A segunda é o arraste dos sólidos pelo líquido que se desloca para baixo em movimento determinado pela retirada do lodo do fundo, na operação de **recirculação**.

A taxa de transferência dos sólidos para baixo é denominada **fluxo de sólidos**, o qual é definido como a massa de sólidos que atravessa a unidade de área de uma seção horizontal na unidade de tempo. De acordo com o que acaba de ser exposto, o **fluxo de sólidos total**  $G_T$  é a soma do **fluxo de sólidos por gravidade**  $G_G$  com o **fluxo de sólidos por recirculação**  $G_R$ . Um decantador de operação contínua só será eficaz, então, se também a **taxa de aplicação de sólidos**  $T_S$  (igual à razão entre a vazão mássica de sólidos introduzidos e a área da superfície da unidade) a que for submetido não ultrapassar o seu respectivo fluxo de sólidos máximo.

Considere-se uma seção horizontal qualquer de um decantador final de operação contínua que se situe entre o fundo da unidade e a interface líquido clarificado-lodo. Admita-se que em cada uma de todas as seções horizontais deste decantador a concentração de sólidos seja homogênea. Sejam  $X_i$  e  $V_i$ , respectivamente, a concentração de sólidos na seção considerada e a velocidade de sedimentação do lodo com esta concentração.

O fluxo de sólidos por gravidade através da seção analisada é:

$$G_{G_i} = X_i \times V_i \quad (3.63)$$

O fluxo de sólidos por recirculação através da seção analisada, sendo  $U$  a velocidade descendente do líquido devida à recirculação do lodo, é:

$$G_{R_i} = X_i \times U \quad (3.64)$$

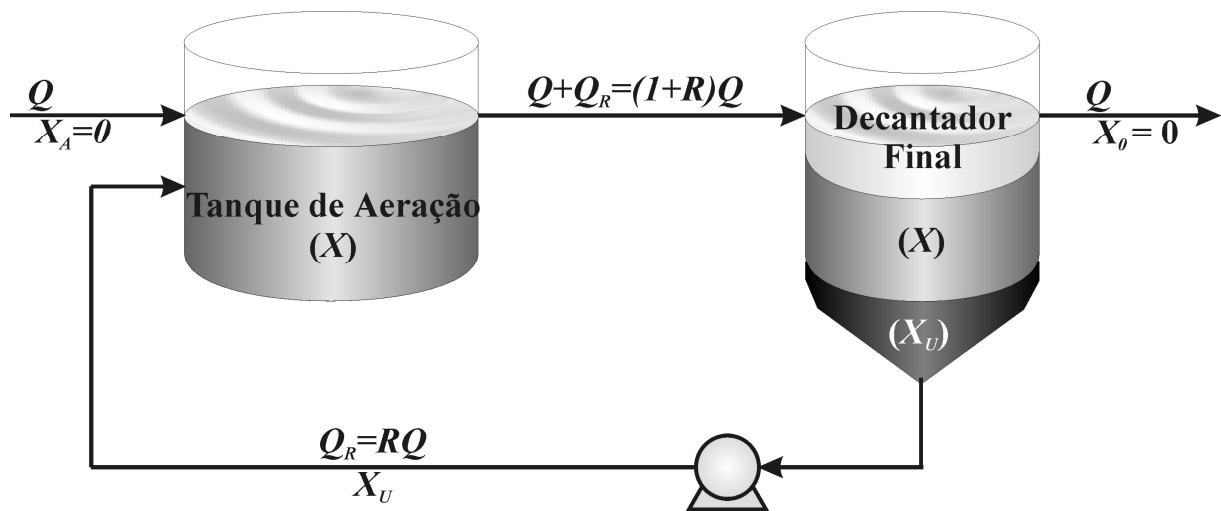
E o fluxo de sólidos total corresponde a:

$$G_{T_i} = G_{G_i} + G_{R_i} \quad (3.65)$$

$$G_{T_i} = X_i \times V_i + X_i \times U \quad (3.66)$$

Esta equação (3.66) é geral e aplicável a cada uma das infinitas seções horizontais do decantador. Ela fornece o fluxo de sólidos total através de cada seção do decantador quando ele é operado tratando uma vazão  $Q$  de uma suspensão de um lodo específico, sob taxa de escoamento superficial  $T_S$  não superior à velocidade de sedimentação  $V_S$  do lodo com a concentração de sólidos afluente  $X$ , sujeito a uma vazão de recirculação  $Q_R$  tal que a razão entre  $Q_R$  e a área da superfície da unidade  $A$  seja igual a  $U$ .

Em condições ideais, toda a massa de sólidos introduzida no decantador na unidade de tempo é removida pelo fundo. A **Figura 3.3**, que se segue, ilustra a dedução adiante.



**FIGURA 3.3. Sistema de aeração (tanque de aeração, decantador final e sistema de recirculação de lodo) de operação contínua – balanço de massa.**

Na **Figura 3.3** são indicados:

$Q$  = Vazão tratada;

$Q_R$  = Vazão de recirculação de lodo ativado;

$X_A$  = Concentração de sólidos em suspensão totais no afluente ao tanque de aeração (nula);

$X$  = Concentração de sólidos em suspensão totais no afluente ao tanque de aeração (afluente ao decantador final);

$X_0$  = Concentração de sólidos em suspensão totais no efluente tratado (nula);

$X_U$  = Concentração de sólidos em suspensão totais no fundo do decantador final;

$R$  = Razão de recirculação de lodo ativado.

A vazão mássica afluente de sólidos  $M_A$  é dada por:

$$M_A = (Q + Q_R) \times X \quad (3.67)$$

A vazão mássica efluente de sólidos  $M_E$  pode ser expressa por:

$$M_E = Q_R \times X_U \quad (3.68)$$

onde:

$X_U$  = concentração de sólidos do lodo no fundo do decantador.

Mas, consideradas as condições ideais, tem-se:

$$M_A = M_E \quad (3.69)$$

Então:

$$Q_R \times X_U = (Q + Q_R) \times X \quad (3.70)$$

$$X_U = \frac{Q + Q_R}{Q_R} \times X \quad (3.71)$$

Denominando-se por  $R$  a **razão de recirculação**:

$$Q_R = R \times Q \quad (3.72)$$

$$X_U = \frac{Q + R \times Q}{R \times Q} \times X \quad (3.73)$$

$$X_U = \frac{Q(1 + R)}{R \times Q} \times X \quad (3.74)$$

$$X_U = \frac{1 + R}{R} \times X \quad (3.75)$$

Desta equação pode-se extrair as seguintes conclusões:

- A concentração de sólidos do lodo  $X_U$  no fundo de um decantador operado em regime contínuo, sem sobrecarga, é função, exclusivamente, da concentração inicial do lodo  $X$  e da razão de recirculação  $R$  aplicada;

- Em termos matemáticos, fixado um valor para  $X$ , quando  $R$  tende para zero,  $X_U$  tende para infinito, e quando  $R$  tende para infinito,  $X_U$  tende para  $X$ ; em termos reais, respeitadas as limitações físicas, a variação de  $R$  determina variação inversa de  $X_U$ , só podendo  $R$  assumir valor entre um mínimo determinado pelo  $X_U$  máximo alcançável, e um máximo estabelecido pelo fluxo de sólidos limite (o fluxo da camada limitante), como será visto mais à frente;
- $X_U$  tem sempre valor maior que  $X$ .

Assim, ao longo da altura do lençol de lodo de um decantador final existem infinitas camadas horizontais, nas quais as concentrações de sólidos vão variando, de cima para baixo, de  $X$  até  $X_U$ . Cada camada, com concentração  $X_i$ , tem uma capacidade de se deixar atravessar pelos sólidos expressa pela equação (3.66). Como mostra aquela equação, este fluxo de sólidos máximo depende de  $X_i$  e da velocidade descendente do líquido  $U$ , em última análise, de  $X_i$  e da vazão  $Q_R$  (ou da razão  $R$ ) de recirculação.

Os procedimentos adotados para determinar as condições limites operacionais válidas para a decantação contínua de um determinado lodo, que constituem as bases da teoria do fluxo de sólidos, foram estabelecidos por Yoshioka *et al.* (1955) e consolidados por Dick (1970).

A partir do conhecimento dos valores de uma série de pares ordenados ( $X_i$ ;  $V_i$ ) característicos de um lodo, que podem ser obtidos através de ensaios de sedimentação em coluna, calculam-se, mediante a aplicação da equação 3.63, os respectivos fluxos de sólidos por gravidade  $G_{Gi}$ , como exemplificado na **Tabela 3.1**.

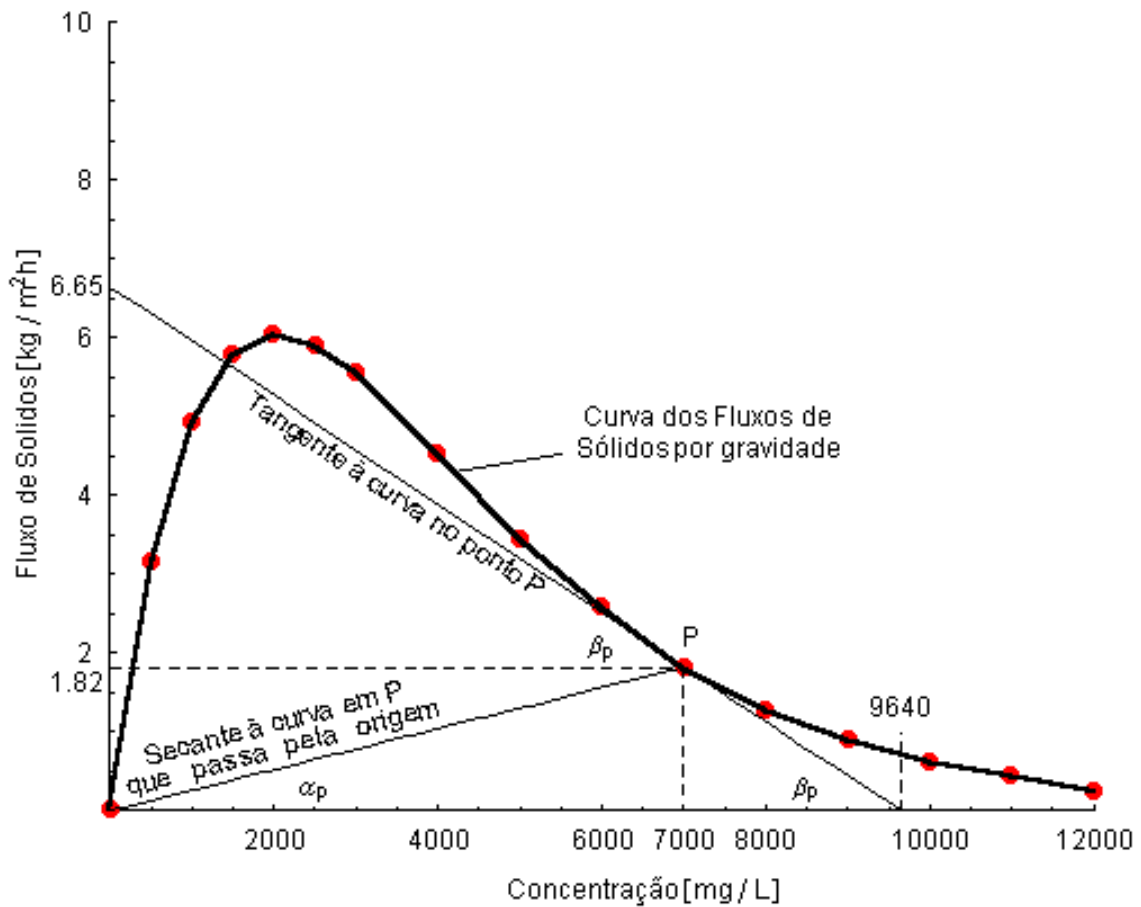
**TABELA 3.1. Cálculo dos fluxos de sólidos por gravidade ( $G_{Gi}$ ) de um lodo para diversas concentrações de sólidos  $X_i$  (SANTOS, 2002).**

Concentração de sólidos $X_i$ [ mg/L ]	Velocidade de sedimentação $V_i$ [ m/h ]	Fluxo de Sólidos por Gravidade $G_{Gi} = X_i \times V_i \times 10^{-3}$ [ kg/m <sup>2</sup> .h ]
500	6,30	3,15
1.000	4,93	4,93
1.500	3,86	5,79

---

2.000	3,02	6,04
2.500	2,37	5,91
3.000	1,85	5,55
4.000	1,13	4,52
5.000	0,69	3,45
6.000	0,43	2,58
7.000	0,26	1,82
8.000	0,16	1,28
9.000	0,10	0,90
10.000	0,06	0,60
11.000	0,04	0,44
12.000	0,02	0,24

Constrói-se, então, a curva *Fluxo de Sólidos por Gravidade X Concentração de Sólidos*, exemplificada na **Figura 3.4**.



**FIGURA 3.4.** Curva dos fluxos de sólidos por gravidade ( $G_{Gi}$ ) em função das concentrações de sólidos ( $X_i$ ) do lodo (SANTOS, 2002).

Na **Figura 3.4**, observa-se:

$tg (\alpha_p)$  = velocidade de sedimentação do lodo com concentração  $X_p = 7.000$  [mg/L]

$tg (\beta_p)$  = velocidade  $U_p$  descendente do líquido devida à recirculação do lodo, quando na camada limitante a concentração de sólidos é  $X_p = 7.000$  [mg/L]

$$X_p = 7.000 \text{ [mg/L]}$$

$$X_u = 9.640 \text{ [mg/L]}$$

$$G_{GP} = 1,82 \text{ [kg/m}^2 \cdot \text{h]}$$

$$G_{TP} = 6,65 \text{ [kg/m}^2 \cdot \text{h]}$$

$$G_{RP} = 6,65 - 1,82 = 4,83 \text{ [kg/m}^2 \cdot \text{h]}$$

$$U_p = 4,83 / 7000 \cdot 10^{-3} = 0,69 \text{ [m/h]}$$

Yoshioka *et al.* (1955) mostram que desta curva se podem extrair algumas valiosas informações, como:



- fluxo de sólidos por gravidade  $G_{G_i}$  para cada concentração  $X_i$  pode ser diretamente lido no eixo das ordenadas. Por exemplo, para a concentração  $X_p$  de sólidos igual a 7.000 mg/L, o fluxo de sólidos por gravidade, lido no eixo das ordenadas é:

$$G_{G_p} = 1,82 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$$

- A velocidade de sedimentação  $V_i$  do lodo para cada concentração  $X_i$  tem o mesmo valor do coeficiente angular da reta que passa pela origem dos eixos coordenados e intercepta a curva no ponto de abscissa  $X_i$ :

$$\text{tg} \alpha_i = V_i \tag{3.76}$$

$$V_i = \frac{G_{G_i}}{X_i} \tag{3.77}$$

No caso do ponto P tomado como exemplo (**Figura 3.4**), tem-se:

$$V_p = \text{tg} \alpha_p = \frac{1,82}{7.000 \times 10^{-3}} = 0,26 \text{ m/h}$$

- O coeficiente linear de uma reta tangente à curva em um ponto de abscissa  $X_i$  é igual ao fluxo de sólidos total  $G_{T_i}$  na camada com esta concentração. No exemplo que está sendo considerado ( $X_p = 7.000 \text{ mg/L}$ ;  $G_{G_p} = 1,82 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$  e  $V_p = 0,26 \text{ m/h}$ ), obtém-se:

$$G_{T_p} = 6,65 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$$

A diferença entre este coeficiente linear e a ordenada do ponto tangenciado corresponde ao fluxo de sólidos por recirculação na camada ( $G_{R_i}$ ):

$$G_{R_i} = G_{T_i} - G_{G_i} \tag{3.78}$$

Para o ponto P do exemplo, tem-se:

$$G_{RP} = G_{TP} - G_{GP} = 6,65 - 1,82 = 4,83 \text{ kg/m}^2.\text{h}$$

- O coeficiente angular desta tangente é igual à velocidade descendente do líquido devida à recirculação:

$$\text{tg } \beta_i = U_i \tag{3.79}$$

$$U_i = \frac{G_R}{X_i} \tag{3.80}$$

Então, para o ponto P ( $X_P = 7.000 \text{ mg/L}$ ), verifica-se:

$$U_P = \text{tg } \beta_P = \frac{4,83}{7.000 \times 10^{-3}} = 0,69 \text{ m/h}$$

- A tangente intercepta o eixo das abscissas exatamente na concentração  $X_{Ui}$  presente no fundo do decantador. No exemplo, observa-se:

$$X_{UP} = 9.640 \text{ mg/L}$$

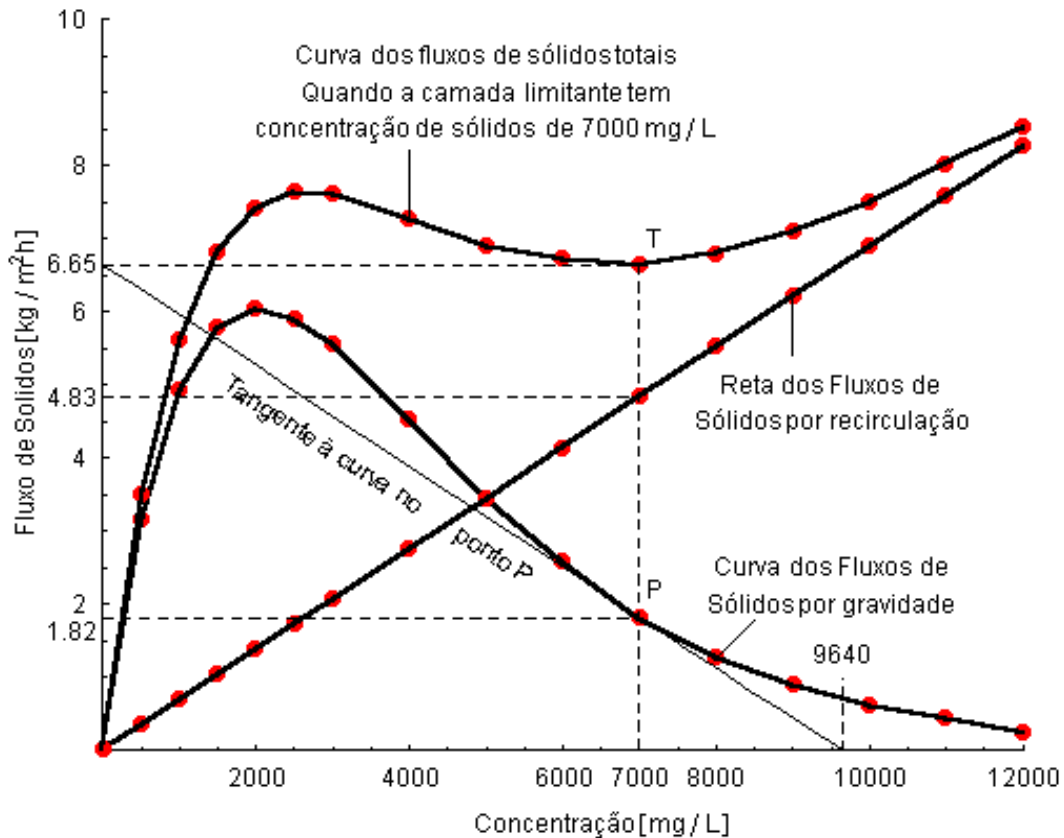
A **Tabela 3.2** apresenta o cálculo dos valores de  $G_{Ri}$  e  $G_{Ti}$ , obtidos pelo uso, respectivamente, das equações 3.64 e 3.66.

**TABELA 3.2. Cálculo dos fluxos de sólidos por recirculação ( $G_{Ri}$ ) e total ( $G_{Ti}$ ) de um lodo para diversas concentrações de sólidos  $X_i$  e uma velocidade descendente do líquido  $U_p = 0,69$  m/h (SANTOS, 2002).**

Concentração de Sólidos, $X_i$ [mg/L]	Fluxo de Sólidos por Gravidade, $G_{Gi}$ [kg/m <sup>2</sup> .h]	Fluxo de Sólidos por Recirculação, $G_{Ri} = X_i \cdot U_p \cdot 10^{-3}$ [kg/m <sup>2</sup> .h]	Fluxo de Sólidos Total, $G_{Ti} = G_{Gi} + G_{Ri}$ [kg/m <sup>2</sup> .h]
500	3,15	0,35	3,50
1.000	4,93	0,69	5,62
1.500	5,79	1,04	6,83
2.000	6,04	1,38	7,42
2.500	5,91	1,73	7,64
3.000	5,55	2,07	7,62
4.000	4,52	2,76	7,28
5.000	3,45	3,45	6,90
6.000	2,58	4,14	6,72
7.000	1,82	4,83	6,65
8.000	1,28	5,52	6,80
9.000	0,90	6,21	7,11
10.000	0,60	6,90	7,50
11.000	0,44	7,59	8,03
12.000	0,24	8,28	8,52

Uma observação atenta da **Figura 3.4** mostra que quando o ponto de operação de um decantador final pertence à curva do fluxo de sólidos por gravidade, a unidade está sob carregamento de sólidos crítico. Como ocorre com o ponto P, tomado como exemplo, a concentração de sólidos  $X$  na suspensão afluente e a vazão de recirculação  $Q_{RP}$  são tais que a velocidade descendente do líquido determinada pela recirculação vale  $U_p$  e a concentração do lodo no seu fundo, requerida para que todo o lodo afluente seja removido por  $Q_{RP}$  alcança  $X_{UP}$ . Operando em tais circunstâncias, se estabelece uma camada horizontal entre o fundo e a interface líquido clarificado-lodo na qual a concentração de sólidos é  $X_p$  e o fluxo de sólidos total é  $G_{TP}$ , menor que todos os fluxos de sólidos de todas as demais camadas. Esta camada é, então, a camada limitante. Funcionando como se fora uma seção contraída do decantador, ela permite a pas-

sagem de um fluxo de sólidos total menor que o de qualquer outra seção, como será mostrado mais adiante. A existência desta camada limitante em uma posição acima da camada do fundo, pela primeira vez registrada por Da-Rin e Nascimento (1977) é facilmente visualizada na **Figura 3.5** (ponto T).



**FIGURA 3.5.** Curvas e reta dos fluxos de sólido totais ( $G_{Tl}$ ), por gravidade ( $G_{Gt}$ ) e por recirculação ( $G_{Rt}$ ) (SANTOS, 2002).

Na **Figura 3.5** tem-se:

$$X_p = 7.000 \text{ [mg/L]}$$

$$X_u = 9.640 \text{ [mg/L]}$$

$$G_{GP} = 1,82 \text{ [kg/m}^2 \cdot \text{h]}$$

$$G_{TP} = 6,65 \text{ [kg/m}^2 \cdot \text{h]}$$

$$G_{RP} = 6,65 - 1,82 = 4,83 \text{ [kg/m}^2 \cdot \text{h]}$$

$$U_p = 4,83 / 7000 \cdot 10^{-3} = 0,69 \text{ [m/h]}$$

A **Figura 3.5** consiste no resultado da construção da curva dos fluxos de sólidos totais  $G_{Ti}$  para a velocidade descendente do líquido  $U_p$ , mediante a soma da curva dos fluxos de sólidos por gravidade  $G_{Gi}$  da **Figura 3.4** com a reta dos fluxos de sólidos por recirculação  $G_{Ri}$  relativa a  $U_p$ . Portanto, por sua própria natureza, esta curva resultante é o lugar geométrico dos pontos correspondentes aos fluxos de sólidos totais máximos.

Observando-se a **Figura 3.5** pode-se constatar que, quando aplicada uma vazão de recirculação  $Q_{RP}$  que origina uma velocidade descendente do líquido  $U_p$ , os fluxos de sólidos totais máximos do lodo estudado, nas diversas camadas horizontais do decantador, assumem valores tais que, na camada com concentração de sólidos  $X_p$  (ponto T da curva dos fluxos de sólidos totais, análogo do ponto P da curva dos fluxos de sólidos por gravidade) se estabelece o menor dos fluxos de sólidos totais máximos. Ela é, pois, a camada limitante deste lodo quando o decantador opera com  $U_p$ .

Observa-se também que, operando o decantador com carregamento crítico, a sedimentação se dará, em seu interior, em regime permanente (*steady state*): ao longo do tempo as condições permanecem imutadas. Através da camada limitante, os sólidos são transferidos num fluxo que iguala o fluxo limite. Se o fluxo aplicado sofresse aumento, parte do lodo não conseguiria atravessar a camada limitante e se acumularia acima dela, fazendo com que sua espessura crescesse, como ocorre com a camada do fundo do cilindro na sedimentação em batelada. A concentração da camada limitante ascenderia, conforme acontece nos ensaios de sedimentação em coluna. Ou seja, **a concentração da camada limitante encontra-se no limiar de ascender**. Isto significa que **a velocidade ascensional da concentração da camada limitante, na sedimentação em batelada, é igual em módulo à velocidade descendente do líquido devida à recirculação, na sedimentação contínua**. Esta igualdade é ponto de apoio fundamental do método de dimensionamento aqui proposto, cujo desenvolvimento será apresentado no capítulo seguinte.

Von Sperling e Fróes (1998) propuseram, por faixa de sedimentabilidade, os valores médios, representativos para esgoto doméstico, dos parâmetros  $p$  e  $q$  do modelo matemático que sugerem para expressar o fluxo de sólidos  $G_T$  total da camada limitante em função da vazão  $Q_R$  de recirculação e da área  $A$  superficial do decantador. Esta equação é:

$$G_T = p \left( \frac{Q_R}{A} \right)^q \quad (3.81)$$

Os valores sugeridos de  $p$  e  $q$  nesta equação (3.81), por faixa de sedimentabilidade definida com base no índice volumétrico do lodo (IVL), expresso em mL/g, são:

- *Sedimentabilidade ótima* (IVL 0 a 50):  $p = 14,79$   $q = 0,64$
- *Sedimentabilidade boa* (IVL 50 a 100):  $p = 11,77$   $q = 0,70$
- *Sedimentabilidade média* (IVL 100 a 200):  $p = 8,41$   $q = 0,72$
- *Sedimentabilidade ruim* (IVL 200 a 300):  $p = 6,26$   $q = 0,69$
- *Sedimentabilidade péssima* (IVL 300 a 400):  $p = 5,37$   $q = 0,69$

### 3.4. MÉTODO DE ECKENFELDER PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADAS

O método de dimensionamento de reatores sequenciais em batelada proposto por Eckenfelder (1989) consiste, em resumo, na execução da sequência geral de procedimentos descrita a seguir (as unidades comumente adotadas estão indicadas entre colchetes):

- Levantam-se os dados básicos de projeto: vazão  $Q$  diária a tratar [ $\text{m}^3/\text{d}$ ]; concentrações [ $\text{mg}/\text{L}$ ] de matéria orgânica  $S_A$  afluente e matéria orgânica  $S_E$  efluente, em termos de  $\text{DBO}_5$ ;
- Adotam-se, com base na experiência, os valores dos parâmetros de dimensionamento: relação alimento-microorganismo  $F/M$ ; relação entre sólidos em suspensão voláteis no reator e sólidos em suspensão totais no reator  $X_V/X$ ; índice volumétrico do lodo  $IVL$  [ $\text{mL}/\text{g}$ ];
- Adotam-se, de acordo com a livre decisão do projetista, as condições operacionais da unidade (tempo  $t_C$  [h] de duração de cada ciclo; tempo  $t_R$  [h] de reação que cobre as fases de enchimento e aeração; tempo  $t_S$  [h] de sedimentação e tempo  $t_D$  [h] de descarga;

- Calcula-se o volume  $V_B$  [m<sup>3</sup>] da zona de carga, igual ao volume de esgoto tratado por ciclo;
- Estimam-se, a partir dos dados básicos e dos parâmetros de dimensionamento, a massa  $MX_V$  [kg] de sólidos em suspensão voláteis no reator, com base no parâmetro  $F/M$  [d<sup>-1</sup>] e corrigindo-se a massa calculada em função de a reação não ser contínua ao longo do dia) e a massa  $MX$  [kg] de sólidos em suspensão totais no reator;
- Extrapola-se o volume  $V_L$  [m<sup>3</sup>] da zona de lodo, tendo-se por apoio os valores de  $IVL$  [mL/g] adotado e de  $MX$  [kg] calculado;
- Adotam-se a altura  $H_T$  [m] útil total do reator e a altura  $H_F$  [m] da zona de transição, e definem-se as dimensões do tanque.

A seguir apresenta-se, passo a passo, um roteiro para o dimensionamento de reatores em batelada conforme proposto por Eckenfelder (1989) (já levando em conta o uso das unidades de medição indicadas entre colchetes):

- Cálculo do volume  $V_B$  [m<sup>3</sup>] da zona de carga:

$$V_B = \frac{Q}{24} \times t_c \quad (3.82)$$

- Cálculo da massa  $MS_A$  [kg] de carga orgânica afluyente por ciclo:

$$MS_A = V_B \times S_A \times \frac{10^{-6}}{10^{-3}} \quad (3.83)$$

- Cálculo da massa  $MX_{V24}$  [kg.d] de sólidos em suspensão voláteis no reator para reação durante 24h:

$$MX_{V24} = \frac{MS_A}{F/M} \quad (3.84)$$

- Cálculo da massa  $MX_V$  [kg] de sólidos em suspensão voláteis no reator para reação durante o tempo  $t_R$  [h] de reação:

$$MX_V = \frac{MX_{V_{24}}}{t_R} \times 24 \quad (3.85)$$

- Cálculo da massa  $MX$  [kg] de sólidos em suspensão totais no reator:

$$MX = \frac{MX_V}{X_V / X} \quad (3.86)$$

- Adoção das alturas  $H_F$  [m] da zona de transição e  $H_T$  [m] útil total do reator:

$H_T$  é adotada em função dos dispositivos de aeração empregados.  $H_F$  não deve ser menor que 0,50 m.

- Cálculo do volume  $V_L$  da zona de lodo [m<sup>3</sup>]:

$$V_L = VL \times \frac{10^{-6}}{10^{-3}} \times MX \quad (3.87)$$

- Cálculo da área  $A$  da superfície do reator [m<sup>2</sup>]:

$$A = \frac{V_B + V_L}{H_T - H_F} \quad (3.88)$$

- Cálculo da altura  $H_B$  da zona de carga [m]:

$$H_B = \frac{V_B}{A} \quad (3.89)$$

- Cálculo da altura  $H_L$  da zona de lodo [m]:

$$H_L = \frac{V_L}{A} \quad (3.90)$$

- Cálculo do volume  $V_F$  da zona de transição [m<sup>3</sup>]:

$$V_F = H_F \times A \quad (3.91)$$

- Cálculo do volume  $V_T$  útil do reator [m<sup>3</sup>]:



$$V_T = V_B + V_F + V_L \quad (3.92)$$

Considera-se muito elevado o grau de empirismo de que se reveste este método de dimensionamento. Ele contém uma quantidade tão grande de imposições fundadas no livre arbítrio do projetista que, em verdade, pouco resta a ser racionalmente determinado.

O volume  $V_B$  da zona de carga decorre diretamente da duração  $t_C$  do ciclo adotada. Da mesma forma, a altura  $H_F$  da zona de transição, ditada pelo bom senso, estabelece o volume  $V_F$  desta zona.

A última parcela do volume  $V_T$  útil do reator, o volume  $V_L$  da zona de lodo, embora seja calculada com base na massa  $MX$  de sólidos em suspensão totais no reator (esta determinada indiretamente em função da cinética do processo), o é partindo do pressuposto de que o lodo, após decorridos os tempos de sedimentação e de descarga, apresenta uma concentração de sólidos equivalente àquela atingida no ensaio de determinação do seu  $IVL$  [mL/g], o que pode consistir em uma aproximação grosseira.

### **3.5. MÉTODO DE METCALF & EDDY PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADAS**

A sequência geral dos procedimentos que constituem o método de dimensionamento de reatores proposto por Metcalf & Eddy (1991) é a seguinte:

- Levantam-se os dados básicos de projeto: vazão  $Q$  [m<sup>3</sup>/d] diária a tratar, concentrações [mg/L]  $S_A$  de matéria orgânica no afluente e  $S$  de matéria orgânica no efluente, expressas em termos de  $DBO_5$  e concentração  $X_F$  [mg/L] de sólidos em suspensão fixos no afluente;
- Adotam-se, com base na experiência, os valores dos parâmetros de dimensionamento: relação alimento/microrganismo,  $F/M$  [d<sup>-1</sup>]; tempo  $t_H$  [d] de retenção hidráulica na zona de carga; relação entre sólidos em suspensão voláteis produzidos no reator e sólidos em suspensão totais produzidos no reator  $X_{RV}/X_R$ ; concentração  $X_L$  [mg/L] média do lodo sedimentado; densidade relativa do lodo,  $\rho_L$  [adimensional];

- Adotam-se, de acordo com a livre decisão do projetista, as condições operacionais da unidade: relação entre volume da zona de carga e volume útil do reator,  $V_B/V_T$ ;
- Calculam-se o volume  $V_T$  [m<sup>3</sup>] útil do reator e o volume  $V_B$  [m<sup>3</sup>] da zona de carga, em função de  $Q$  [m<sup>3</sup>/d],  $t_H$  [d] e  $V_B/V_T$ ;
- Estimam-se, a partir dos dados básicos e dos parâmetros de dimensionamento, a massa  $MX_V$  [kg] de sólidos em suspensão voláteis no reator (com base no parâmetro  $F/M$  e sem referência à correção da massa calculada, em função de aeração não ser contínua ao longo do dia) e a massa  $MX$  [kg] de sólidos em suspensão totais no reator;
- Define-se o volume  $V_L$  [m<sup>3</sup>] da zona de lodo, tendo-se por apoio os valores adotados de  $X_L$  [mg/L] e  $\rho_L$ , e calculado de  $MX$  [kg];
- Adota-se a altura  $H_T$  [m] útil total do reator e definem-se as dimensões do tanque.

O roteiro passo a passo para o dimensionamento dos reatores em batelada é detalhado a seguir (METCALF & EDDY, 1991), levando em conta o uso das unidades indicadas entre colchetes.

- Cálculo do volume  $V_T$  útil do reator [m<sup>3</sup>]:

$$V_T = \frac{Q}{V_B / V_T} \times t_H \quad (3.92)$$

- Cálculo do volume  $V_B$  da zona de carga [m<sup>3</sup>]:

$$V_B = V_T \times V_B / V_T \quad (3.93)$$

- Cálculo da concentração  $X_V$  de sólidos em suspensão voláteis no reator [mg/L]:

$$X_V = \frac{Q \times S_A}{(F/M) \times V_T} \quad (3.94)$$

- Cálculo da concentração  $X$  de sólidos em suspensão totais no reator [mg/L]:

$$X = X_F + \frac{X_V}{X_{RV} / X_R} \quad (3.95)$$

- Cálculo da massa  $MX_V$  de sólidos em suspensão voláteis no reator [kg]:

$$MX_V = V_T \times X_V \times \frac{10^{-6}}{10^{-3}} \quad (3.96)$$

- Cálculo da massa  $MX$  de sólidos em suspensão totais no reator [kg]:

$$MX = V_T \times X \times \frac{10^{-6}}{10^{-3}} \quad (3.97)$$

- Cálculo do volume  $V_L$  da zona de lodo [m<sup>3</sup>]:

$$V_L = \frac{M_X \times 10^{-3}}{X_L \times 10^{-6} \times \rho_L} \quad (3.98)$$

- Cálculo do volume  $V_F$  da zona de transição [m<sup>3</sup>]:

$$V_F = V_T - V_B - V_L \quad (3.99)$$

- Adoção da altura  $H_T$  útil total do reator [m]:

$H_T$  é adotada em função dos dispositivos de aeração empregados.

- Cálculo da área  $A$  da superfície do reator [m<sup>2</sup>]:

$$A = \frac{V_T}{H_T} \quad (3.100)$$

- Cálculo da altura  $H_B$  da zona de carga [m]:

$$H_B = \frac{V_B}{A} \quad (3.101)$$

- Cálculo da altura  $H_F$  da zona de carga [m]:

$$H_L = \frac{V_F}{A} \quad (3.102)$$

- Cálculo da altura  $H_L$  da zona de lodo [m]:

$$H_L = \frac{V_L}{A} \quad (3.103)$$

Julga-se ser este método de dimensionamento pelo menos tão empírico quanto o anteriormente apresentado, se não ainda menos racionalmente embasado que aquele. Nas suas essências, em verdade, pouco diferem entre si.

O volume  $V_T$  útil do reator decorre diretamente do tempo  $t_H$  de retenção hidráulica e da relação  $V_B/V_T$  volume da zona de carga-volume útil total do reator, adotados. Da mesma forma, a relação  $V_B/V_T$ , ditada pelo bom senso, estabelece o volume  $V_B$  da zona de carga.

A última parcela do volume  $V_T$  útil do reator, o volume  $V_L$  da zona de lodo, embora seja calculada com base na massa  $MX$  de sólidos em suspensão totais no reator (determinada indiretamente em função da cinética do processo), o é partindo do pressuposto de que o lodo, após decorridos os tempos de sedimentação e de descarga, apresenta uma concentração de sólidos equivalente àquela  $X_L$  arbitrada, o que pode consistir em uma aproximação grosseira.

### **3.6. MÉTODO DE VON SPERLING PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADAS**

A sequência geral dos procedimentos que constituem o método de dimensionamento de reatores proposto por Von Sperling (1997) é, em resumo, a que se segue:

- Levantam-se os dados básicos de projeto: vazão  $Q$  diária a tratar [ $m^3/d$ ]; concentrações [ $mg/L$ ]  $S_A$  de matéria orgânica no afluente e  $S_S$  de matéria orgânica solúvel no efluente, ambas em termos de  $DBO_5$ ;

- Adotam-se, com base na experiência, os valores dos parâmetros de dimensionamento: idade do lodo  $\theta_c$  [d]; concentração de sólidos em suspensão voláteis no reator  $X_V$  [mg/L]; coeficiente de produção celular  $y$  [adimensional]; taxa específica de respiração endógena  $b$  [d<sup>-1</sup>]; relação entre sólidos em suspensão voláteis no reator e sólidos em suspensão totais no reator,  $X_V/X$ ; fração biodegradável dos sólidos em suspensão voláteis no reator  $f_b$  [adimensional];
- Adotam-se, de acordo com a livre decisão do projetista, as condições operacionais da unidade: número  $m$  de ciclos por dia; tempos estimados  $t_{ES}$  de sedimentação [h];  $t_{ED}$  de descarga [h]; e  $t_{EP}$  de repouso [h];
- Calculam-se, com base em  $m$ ,  $t_{ES}$ ,  $t_{ED}$  e  $t_{EP}$ , os tempos  $t_C$  de duração de cada ciclo [h] e  $t_R$  de reação [h];
- Calcula-se, a partir dos dados básicos e dos parâmetros de dimensionamento, o volume  $V_T$  útil do reator [m<sup>3</sup>] (com base no parâmetro  $\theta_c$ , corrigindo-se o valor calculado, em função de a aeração não ser contínua ao longo do ciclo);
- Estimam-se, a partir de  $X_V$  [mg/L],  $X_V/X$  e  $V_T$  [m<sup>3</sup>] a concentração  $X$  [mg/L] e a massa  $MX$  [kg] de sólidos em suspensão totais no reator;
- Adotam-se a altura  $H_T$  útil total do reator [m] e a relação  $H_F/H_B$ ;
- Calculam-se o volume  $V_B$  [m<sup>3</sup>] da zona de carga, igual ao volume de esgoto tratado por ciclo, a altura  $H_B$  [m] desta zona, correspondente a uma fração de  $H_T$  equivalente à razão  $V_B/V_C$  e a altura  $H_F$  [m] da zona de transição;
- Calcula-se o tempo  $t_S$  de sedimentação dos sólidos, que deverá ser bem próximo de  $t_{ES}$  (pois, em caso contrário, se deveria reiniciar o dimensionamento, alterando-se o valor de  $t_{ES}$ , de  $H_T$  ou de  $X_V$ ), considerando-se ter a velocidade de sedimentação do lodo com concentração  $X$  ocorrido durante toda a fase de sedimentação;
- Determinam-se a altura  $H_L$  da zona de lodo [m], os volumes  $V_F$  da zona de transição [m<sup>3</sup>] e  $V_L$  da zona de lodo [m<sup>3</sup>], e a concentração  $X_L$  média de sólidos do lodo sedimentado [mg/L].

A seguir apresenta-se, passo a passo, um roteiro para o dimensionamento de reatores em batelada conforme proposto por Von Sperling (1997), levando em conta o uso das unidades indicadas entre colchetes.

- Cálculo do tempo  $t_C$  [h] de duração do ciclo, supondo  $m$  ciclos diários:

$$t_C = \frac{24}{m} \quad (3.104)$$

- Cálculo do tempo  $t_R$  [h] de reação (no qual ocorrem as fases de enchimento e de aeração):

$$t_R = t_C - t_{ES} - t_{ED} - t_{EP} \quad (3.105)$$

- Cálculo do volume  $V_R$  de reação [ $m^3$ ]:

$$V_R = \frac{y \times \theta_C \times Q \times (S_A - S_S)}{X_V \times (1 + f_b \times b \times \theta_C)} \quad (3.106)$$

- Cálculo do volume  $V_T$  útil do reator [ $m^3$ ]:

$$V_T = V_R \frac{t_C}{t_R} \quad (3.107)$$

- Cálculo da concentração  $X$  de sólidos em suspensão totais no reator [mg/L]:

$$X = \frac{X_V}{X_V / X} \quad (3.108)$$

- Cálculo da massa  $MX$  de sólidos em suspensão totais no reator [kg]:

$$MX = V_T \times X \frac{10^{-6}}{10^{-3}} \quad (3.109)$$

- Cálculo do volume  $V_B$  da zona de carga [ $m^3$ ]:

$$V_B = \frac{Q \times 1 [\text{dia}]}{m} \quad (3.110)$$

- Adoção da altura  $H_T$  útil total do reator [m] e da relação  $H_F/H_B$ :

$H_T$  é adotada em função dos dispositivos de aeração empregados. Para  $H_F/H_B$  é recomendado o valor 0,10, fixando-se a altura  $H_F$  da zona de transição igual a um décimo da altura  $H_B$  da zona de carga.

- Cálculo da altura  $H_B$  da zona de carga [m]:

$$H_B = H_T \frac{V_B}{V_T} \quad (3.111)$$

- Cálculo da altura  $H_F$  da zona de transição [m]:

$$H_F = H_B \times H_T / H_B \quad (3.112)$$

- Cálculo da velocidade  $V_S$  de sedimentação [m/h] do lodo à concentração  $X$  inicial:

É sugerido o emprego de uma das cinco equações (3.46, 3.47, 3.48, 3.49, 3.50), propostas por Von Sperling; Fróes (1998) e apresentadas anteriormente no item 3.2.2, para estimativa de  $V_S$  em função da concentração  $X$  de sólidos do lodo, devendo-se selecionar aquela a ser empregada com base no tipo de sedimentabilidade do lodo, sendo esta estabelecida a partir do  $IVL$  [mL/g].

- Cálculo do tempo  $t_S$  [h] de duração da fase de sedimentação:

$$t_S = \frac{H_B + H_F}{V_S} \quad (3.113)$$

- Avaliação do tempo  $t_{ES}$  [h] da fase de sedimentação inicialmente estimado:

Comparam-se  $t_S$  e  $t_{ES}$ , que deveriam ser iguais. Caso haja entre os dois valores uma discrepância relevante, deve ser reiniciado o dimensionamento, alterando-se o valor de  $t_{ES}$ , o de  $H_T$  ou o de  $X_V$ .

- Cálculo da altura  $H_L$  da zona de lodo:

$$H_L = H_T - H_B - H_F \quad (3.114)$$

- Cálculo do volume  $V_L$  da zona de lodo:

$$V_L = \frac{H_L}{H_T} \times V_T \quad (3.115)$$

- Cálculo do volume  $V_F$  da zona de transição:

$$V_F = \frac{H_F}{H_T} V_T \quad (3.116)$$

- Cálculo da concentração  $X_L$  média de sólidos do lodo sedimentado [mg/L]:

$$X_L = \frac{M_X \times 10^{-6}}{V_T \times 10^{-6}} \quad (3.117)$$

Os procedimentos propostos por Von Sperling (1997) são um passo adiante na direção da instituição de um método menos empírico e mais racional do ponto de vista teórico. A sedimentação do lodo, em lugar de ser avaliada quase exclusivamente em função da sensibilidade do técnico, como nos casos anteriores, é agora modelada com base na teoria da sedimentação zonal, da qual é derivada a velocidade de sedimentação empregada no dimensionamento.

Por outro lado, este método possui alguns aspectos muito inconvenientes, como sua natureza iterativa. Sua mais grave imperfeição, no entanto não diz respeito a ser o seu emprego mais ou menos laborioso, mas sim à possibilidade de produzir ele resultado muito satisfatório ou completamente inadequado, dependendo unicamente do "peso da mão" do projetista.

Com efeito, observe-se que o tempo  $t_S$  de sedimentação calculado pode muito bem ser muito próximo do tempo  $t_{ES}$  estimado e, simultaneamente, serem ambos superiores ao tempo  $t_2$  gasto pela concentração inicial  $X$  para ascender do fundo à interface líquido clarificado-lodo (ver **Figura 3.2**). Caso isto não aconteça, a precisão do cálculo dependerá exclusivamente da estimativa do valor de  $V_S$ , de vez que a interface, efetivamente, sedimentará à velocidade  $V_S$ , constante, durante todo o tempo  $t_S$ . No entanto, se  $t_S$  for maior que  $t_2$ , então a velocidade média de sedimentação terá sido menor que  $V_S$ , o que significa que a altura da zona de lodo será maior que a calculada e os sólidos poderão ser arrastados durante a fase de descarga, junto com o efluente tratado.



## **CAPÍTULO 4**

# **MÉTODO RACIONAL PROPOSTO PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADAS**

## **MÉTODO RACIONAL PROPOSTO PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADAS**

Este capítulo aborda o método racional de dimensionamento de reatores em bateladas, objeto central deste trabalho, o qual foi inicialmente desenvolvido e apresentado por Santos (2002). Nele é apresentado todo o raciocínio adotado na concepção e na elaboração do referido método, desde a assunção de suas bases e premissas, até a prescrição de um roteiro para dimensionamento (SANTOS, 2002; SANTOS; BARBOSA FILHO; GIORDANO, 2005; SANTOS; BARBOSA FILHO; GIORDANO, 2006).

O capítulo está estruturado em quatro itens. No primeiro (item 4.1), são estabelecidas e justificadas as bases e premissas sobre as quais se desenvolveu o método proposto. O segundo (item 4.2) aborda o reator em bateladas como tanque de aeração, ou seja, estuda-o na condição de reator biológico aeróbio de lodos ativados. Assim sendo, neste segundo item são definidas as condições nas quais é aplicado o instrumental convencional disponível para o modelamento matemático do processo dos lodos ativados de depuração biológica do esgoto. No terceiro (item 4.3) é apresentado o estudo do funcionamento do reator em bateladas como decantador final. Neste item é delineado o modelamento do processo de sedimentação empregado no dimensionamento de reatores em bateladas segundo os procedimentos preconizados no presente trabalho. É precisamente no tratamento dado à sedimentação do lodo que reside a principal contribuição do método aqui desenvolvido para a técnica do dimensionamento deste tipo de reatores biológicos. No quarto e último item deste capítulo (item 4.4) é consolidado o método de dimensionamento construído neste trabalho, integrando-se o conjunto do material apresentado nos itens anteriores. Para maior facilidade de aplicação prática, o método de dimensionamento resultante desta elaboração é apresentado de forma concisa, no capítulo 5, sob a forma de um protocolo para o dimensionamento de reatores em batelada (SANTOS, 2002).

### **4.1. BASES E PREMISSAS ADOTADAS**

Como de modo geral ocorre nos métodos de dimensionamento existentes e é corroborado por Artan *et al.* (2001), tomou-se por premissa básica que nenhuma biodegradação ocorre nas fases de sedimentação, de descarga e de repouso, restringin-

do-se a conversão biológica do substrato às fases de enchimento e de aeração. Uma vez que estas duas fases podem apresentar superposição parcial ou mesmo total, define-se, para efeito do dimensionamento do reator como tanque de aeração, a **fase de reação**, cujo tempo  $t_R$  de duração se estende desde o início da fase de enchimento até o fim da fase de aeração.

Admite-se como premissa, portanto, que, em cada ciclo, o consumo do substrato pela biomassa só ocorre ao longo do tempo  $t_R$  de reação.

A fase de repouso consiste, de fato, em uma reserva de segurança de tempo. Dela poderá vir a lançar mão o operador da estação de tratamento, caso seja por ele constatada a necessidade de aumentar o(s) tempo(s) de duração de uma ou mais outras fases (reação, sedimentação ou descarga).

O aumento da duração da fase de reação só poderia ser demandado pela aeração, nunca pelo enchimento. Mas, ao se adotar a premissa de que a ação da biomassa é restrita ao tempo de reação, está-se, indiretamente, introduzindo uma larga margem de segurança no que tange ao cálculo do processo de biodegradação do substrato. Com efeito, a atividade dos microrganismos, longe de cessar em ambiente anóxico, ou mesmo anaeróbico, mantém-se bastante intensa sem aeração por períodos mais prolongados do que duram somados os tempos  $t_S$  de sedimentação e  $t_D$  de descarga. Qualquer necessidade de incremento em  $t_R$ , portanto, pode ser considerada com probabilidade desprezível de concretização.

Desde que é geral a adoção da premissa de que a biodegradação só ocorre durante o tempo  $t_R$  de reação, a previsão, por parte do projetista, da fase de repouso se justifica tão somente em função da larga imprecisão com que por ele foi estimado o volume  $V_L$  (e a altura  $H_L$ ) da zona de lodo. De fato, recordando-se que se calcula  $H_L$  ao término da fase de sedimentação (portanto após haver o lodo sedimentado por tempo igual a  $t_S$ ) e só se vem a remover a camada inferior do líquido clarificado da zona de carga no final da fase de descarga, portanto  $t_D$  após completado  $t_S$ , conclui-se que a interface lodo-clarificado já terá sedimentado, ao se retirar a última camada de líquido clarificado, durante  $t_S + t_D$ , encontrando-se abaixo da altura  $H_L$  calculada. Isto, evidentemente, caso a altura percorrida pela interface ao longo de  $t_D$  seja muito maior que o erro contido no cálculo de  $H_L$ . Como normalmente não se pode afirmar que o seja, em decorrência da natureza empírica (por vezes quase aleatória) do método de cálculo usado, é inserida no dimensionamento a fase de repouso, uma reserva de segurança.

Esta reserva de segurança, em verdade, é uma margem adicional (adotada por alguns projetistas) que vem se somar a outra (adotada por quase todos). A outra citada é a zona de transição, que decorre de uma redução  $H_F$  (altura da zona de transição) aplicada sobre a altura  $H_B$  da zona de carga. Assim, a zona de transição regularmente utilizada é, na prática, um volume roubado à zona de carga, como consequência da necessidade de se estabelecer um afastamento mínimo entre a superfície inferior da zona de carga e a interface lodo-clarificado. Tal distanciamento visa a prevenir o indesejado arraste do lodo na fase de descarga e sua fuga no efluente tratado.

Muito embora a existência da altura  $H_F$  entre o fundo da zona de carga e a interface lodo-clarificado seja inquestionavelmente indispensável, não é preciso que ela se constitua em uma redução da altura  $H_B$ , como normalmente se faz. Caso a precisão do cálculo da altura  $H_L$  da zona de lodo torne confiável o resultado obtido, não haverá óbice à exclusão da zona de transição, como uma diminuição da zona de carga, do processo de dimensionamento do reator considerado como decantador final.

Considerando-se que o método proposto, por possuir natureza totalmente racional, é capaz de estimar a altura  $H_L$  da zona de lodo com precisão determinada pela correção dos valores usados dos parâmetros de cálculo inseridos no modelamento matemático a ele pertencente, decidiu-se pela eliminação destas duas margens de segurança: a fase de repouso e a zona de transição. É bom repetir que, em verdade, a zona de transição não deixa de existir, mas sim passa a se constituir em um volume que invade paulatinamente a zona de lodo ao longo do tempo  $t_D$  de descarga, à medida que, simultaneamente, a interface lodo-clarificado sedimenta e a superfície do líquido clarificado se desloca para o fundo da zona de carga, que vai sendo esvaziada. Neste método, então, a exemplo da fase de repouso, a zona de transição não é tomada em conta. Na prática, no entanto, ela naturalmente se estabelece como resultado da sedimentação do lodo durante o tempo  $t_D$  de descarga.

Isto posto, a título de resumo, apresenta-se a seguir a pequena lista das premissas básicas de cálculo aqui adotadas:

- ❖ A atividade biológica em cada ciclo é restrita ao tempo  $t_R$  de reação.
- ❖ O tempo  $t_C$  [h] de duração total do ciclo é igual à soma dos tempos  $t_R$  [h] de reação,  $t_S$  [h] de sedimentação e  $t_D$  [h] de descarga:

$$t_C = t_R + t_S + t_D \quad (4.1)$$

- ❖ A altura  $H_T$  [m] total do reator é igual à soma das alturas  $H_B$  [m] da zona de carga e  $H_L$  [m] da zona de lodo:

$$H_T = H_B + H_L \quad (4.2)$$

#### 4.2. O REATOR EM BATELADAS COMO TANQUE DE AERAÇÃO

As duas únicas particularidades que se pode observar na presente abordagem e no tratamento nela dispensados ao reator em bateladas enquanto reator biológico empregando o processo dos lodos ativados, portanto como tanque de aeração, não são, em verdade, privativas do método de dimensionamento que aqui se propõe. A primeira delas consiste na correção efetuada na massa de organismos ativos, em decorrência da primeira premissa básica adotada: como a atividade dos microrganismos em cada ciclo se restringe ao tempo  $t_R$  de reação (uma fração do tempo  $t_C$  de duração do ciclo), é necessário um incremento na biomassa presente no sistema que a torne capaz de degradar a massa de substrato afluente a uma taxa maior que aquela admitida no modelamento matemático do processo, qual seja, a massa de substrato afluente durante um dia sendo degradada durante um dia. A segunda decorre da decisão de adotar, para o dimensionamento do reator como tanque de aeração, o método baseado no parâmetro **idade do lodo** apresentado no capítulo anterior. Em ambos os casos, os procedimentos utilizados são simplesmente aplicações diretas de proposições de outros autores, não havendo aqui qualquer contribuição nova.

O dimensionamento do reator como tanque de aeração, assim, se fará conforme já relatado no item 3.1, sendo conhecidos a vazão  $Q$  tratada, as concentrações  $S_A$  de matéria orgânica no afluente,  $X_F$  de sólidos fixos no afluente, as constantes de processo  $b$ ,  $k$  e  $Y$ , os tempos  $t_C$  [h] de duração do ciclo e  $t_R$  [h] de reação, e sendo adotadas a idade do lodo  $\theta_C$  e a concentração  $X$  de sólidos em suspensão totais no reator, mediante a aplicação sucessiva das equações 3.29, 3.21 e 3.20. Esta última fornecerá a massa  $MX_{AC}$  de organismos ativos necessária para degradar todo o substrato afluente, sendo ininterrupta a atividade daqueles organismos. A massa  $MX_A$  [kg] capaz de fazer o mesmo na fração  $t_R/t_C$  do tempo total será:

$$MX_A = MX_{AC} \times \frac{t_C}{t_R} \quad (4.3)$$

Determinada  $MX_A$ , o dimensionamento pode prosseguir com o emprego sequencial das equações 3.34, 3.35, 3.38, 3.39 e 3.40.

### 4.3. O REATOR EM BATELADAS COMO DECANTADOR FINAL

Uma vez que se tenha estabelecido a desejada concentração  $X$  de sólidos em suspensão totais no reator, é conhecida a concentração de sólidos inicial do lodo na sedimentação em batelada.

Pode-se calcular a velocidade de sedimentação  $V_s$  [m/h] em função de  $X$  [mg/L] e do índice volumétrico do lodo,  $IVL$  [mL/g]. Para isto, as equações 3.46 a 3.50 propostas por Von Sperling; Fróes (1998) foram todas consolidadas em uma só, como segue:

$$V_s = 10,79 \cdot e^{-\left(1,952 \cdot IVL + 0,04 \cdot X \cdot IVL^{0,5}\right) \cdot 10^{-3}} \quad (4.4)$$

No entanto, não é suficiente conhecer a velocidade  $V_s$  de sedimentação da interface clarificado-lodo quando a concentração de sólidos naquele plano é  $X$  para se estimar com segurança a posição em que se encontra a interface após um tempo  $t_s$  de sedimentação. É necessário saber por quanto tempo a interface permanece com  $X$  e  $V_s$ , ou seja, é necessário conhecer o ponto definido pelo par ordenado ( $t_2$ ;  $H_2$ ) mostrado na **Figura 3.2**. O procedimento para determinar este ponto será exposto mais adiante.

É sabida a altura útil total do reator,  $H_T$  (e assim, a altura total da coluna de suspensão), adotada em função do sistema de aeração escolhido. Também se sabe que, no instante  $t_2$  (**Figura 3.2**), a concentração  $X$  inicial de sólidos (que vinha ascendendo do fundo desde o início do processo de sedimentação, à velocidade constante  $V_A$ ) alcança a interface (que, com concentração  $X$  de sólidos, vinha descendendo do topo da coluna, também desde o início do processo de sedimentação, à velocidade constante  $V_s$ ). Portanto, ao longo do tempo  $t_2$ , as distâncias percorridas pela interface (com concentração  $X$  inicial, que sedimentou à velocidade  $V_s$ ) e pela concentração  $X$  inicial (que ascendeu à velocidade  $V_A$ ) somam a altura  $H_T$  total.

Pode-se, então, afirmar:

$$V_S \cdot t_2 + V_A \cdot t_2 = H_T \quad (4.5)$$

Decorre:

$$t_2 = \frac{H_T}{V_S + V_A} \quad (4.6)$$

A velocidade  $V_S$  [m/h] de sedimentação pode ser estimada com o uso da equação 4.4. A velocidade  $V_A$  [m/h] ascensional, por sua vez, conforme registrado no item 3.3, é igual à velocidade  $U$  descendente do líquido devida à recirculação do lodo, na sedimentação contínua, quando a camada limitante tem concentração de sólidos igual àquela que ascende, na sedimentação em batelada.

Pode-se obter graficamente a velocidade  $V_A$  ascensional de  $X$  através dos seguintes procedimentos, que serão melhor compreendidos se sua leitura for acompanhada da observação da **Figura 3.4**:

- Aplica-se a equação 4.4 sucessivamente a uma série de concentrações de sólidos  $X_i$ , determinando-se as respectivas velocidades  $V_i$  de sedimentação do lodo, cujo  $IVL$  é conhecido;
- Multiplica-se cada velocidade  $V_i$  pela concentração de sólidos  $X_i$  correspondente, calculando-se os fluxos de sólidos por gravidade  $G_{Gi}$ , conforme a equação 3.63;
- Plotam-se os pontos ( $X_i ; G_{Gi}$ ) e constrói-se a curva dos fluxos de sólidos por gravidade do lodo em estudo;
- Traça-se a tangente à curva construída, no ponto correspondente à concentração  $X$  inicial e lê-se, na intercepção desta tangente com o eixo das ordenadas, o fluxo de sólidos total  $G_T$  da camada limitante com concentração  $X$  de sólidos;
- Subtrai-se de  $G_T$  o valor da ordenada (correspondente ao fluxo de sólidos por gravidade  $G_G$  da camada limitante com concentração  $X$  de sólidos) do ponto tangenciado, determinando-se o fluxo de sólidos por recirculação  $G_R$  daquela camada limitante, de acordo com a equação 3.78;
- Divide-se  $G_R$  por  $X$  e, como se depreende da equação 3.80, determina-se a velocidade  $U$  descendente devida à recirculação. Consequentemente, tem-se  $V_A$ , que possui o mesmo módulo que  $U$ .

Também é viável estimar analiticamente a velocidade  $V_A$  ascensional de  $X$ , conforme explicado a seguir.

Denominando-se por  $U$  [m/h] a velocidade descendente devida à recirculação na sedimentação contínua,  $Q$  [m<sup>3</sup>/h] a vazão tratada,  $Q_R$  [m<sup>3</sup>/h] a vazão de recirculação,  $R$  a razão de recirculação e  $A$  [m<sup>2</sup>] a área superficial do decantador, é certo, no processo contínuo de sedimentação, que:

$$U = \frac{Q_R}{A} \quad (4.7)$$

Recorrendo-se à equação 3.72:

$$U = \frac{R \times Q}{A} \quad (4.8)$$

Porém, nas condições críticas de carregamento do decantador, tem-se:

$$\frac{Q}{A} = V_s \quad (4.9)$$

Logo, lembrando-se também que  $U$  e  $V_A$  têm o mesmo módulo:

$$V_A = R \times V_s \quad (4.10)$$

A equação 4.10, que se acaba de deduzir, demonstra que, durante a sedimentação em batelada, a velocidade  $V_A$  ascensional da concentração  $X$  de um lodo é igual ao produto da velocidade  $V_s$  de sedimentação deste lodo, com esta mesma concentração  $X$ , pela razão de recirculação para a qual, na sedimentação contínua, a camada limitante possui concentração  $X$  de sólidos. Aparentemente, esta relação não fora antes proposta, constituindo-se em contribuição original deste trabalho.

Considere-se, agora, a equação 3.81 proposta por Von Sperling; Fróes (1998) para a determinação do fluxo  $G_T$  [kg/m<sup>2</sup>.h] de sólidos total da camada limitante:

$$G_T = \rho \left( \frac{Q_R}{A} \right)^q \quad (3.81)$$

Desta equação pode-se extrair:



$$G_T = \rho \left( \frac{R \times Q}{A} \right)^q \quad (4.11)$$

$$G_T = \rho (R \times V_S)^q \quad (4.12)$$

Retornando à equação 3.66, tem-se  $G_T$  [kg/m<sup>2</sup>.h] em função de  $X$  [mg/L] e das velocidades  $V_S$  e  $U$  [m/h]:

$$G_T = (X \cdot V_S + X \cdot U) 10^{-3} \quad (3.66)$$

Substituindo  $U$  por  $V_A$ , tem-se:

$$G_T = (X \cdot V_S + X \cdot V_A) 10^{-3} \quad (4.13)$$

Combinando-se com a equação 4.10:

$$G_T = X \cdot V_S (1 + R) 10^{-3} \quad (4.14)$$

Substituindo-se este valor de  $G_T$  na equação 4.12 e modificando-se o arranjo dos termos:

$$R = \left[ \frac{\rho (R \times V_S)^q}{X \times V_S \times 10^{-3}} \right] - 1 \quad (4.15)$$

Com base nos valores de  $p$  e  $q$  determinados por Von Sperling; Fróes (1998), foram estabelecidas as equações seguintes, que fornecem estes coeficientes em função do  $IVL$  [mL/g]:

$$p = 100,93 \cdot IVL^{-0,5} \quad (4.16)$$

$$q = 0,60 \cdot IVL^{0,0276} \quad (4.17)$$

Calculados os valores dos coeficientes  $p$  e  $q$  através da aplicação das equações 4.16 e 4.17, pode-se determinar, por tentativas sucessivas, o valor de  $R$  que satisfaz à equação 4.15 e, em seguida, estimar o valor da velocidade  $V_A$  [m/h] ascensional da concentração  $X$  [mg/L] na sedimentação em batelada, usando-se a equação 4.10.

Seja estimada gráfica ou analiticamente a velocidade  $V_A$ , a subsequente aplicação da equação 4.6 fornece diretamente o valor desejado do tempo  $t_2$ .

Fazendo-se o tempo  $t_s$  [h] de sedimentação igual a  $t_2$ , ter-se-á a eficiência máxima na sedimentação, uma vez que se estará aproveitando na totalidade o tempo durante o qual a interface clarificado-lodo sedimenta à velocidade máxima. Trabalhando-se nesta condição ótima, tem-se:

$$t_s = \frac{H_T}{V_s + V_A} \quad (4.18)$$

A altura  $H_B$  [m] da zona de carga será igual à distância percorrida pela interface durante  $t_s$  [h]:

$$H_B = V_s \times t_s \quad (4.19)$$

A altura  $H_L$  [m] da zona de lodo, por seu turno, medirá:

$$H_L = V_A \times t_s \quad (4.20)$$

Dividindo-se a equação 4.20 pela equação 4.19:

$$\frac{H_L}{H_B} = \frac{V_A}{V_s} \quad (4.21)$$

Substituindo  $V_A$  por seu valor dado pela equação 4.10:

$$\frac{H_L}{H_B} = \frac{R \times V_s}{V_s} \quad (4.22)$$

$$\frac{H_L}{H_B} = R \quad (4.23)$$

Artan *et al.* (2001) afirmam que a razão entre o volume  $V_L$  da zona de lodo e volume  $V_B$  da zona de carga é comparável à razão  $R$  de recirculação do lodo no sistema de fluxo contínuo, exatamente o que demonstra a equação 4.23. Portanto, a altura  $H_L$  da zona de lodo também pode ser calculada por:

$$H_L = R \times H_B \quad (4.24)$$

Ou então, a partir da equação 4.2, por:

$$H_L = H_T - H_B \quad (4.25)$$

Caso a unidade de tratamento disponha de um sistema adequado de remoção de clarificado, será evitado o arraste de lodo durante a descarga quando for garantida uma distância mínima entre a camada de líquido clarificado que é retirada e a interface clarificado-lodo. Esta é a altura  $H_F$  de transição, aqui considerada uma fração da altura  $H_L$  da zona de lodo.

Von Sperling (2001) indica para  $H_F$  (considerada por ele, como pelos demais autores, uma fração da altura  $H_B$  da zona de carga) um valor correspondente a de 10% a 20% de  $H_B$ . Neste trabalho  $H_F$  é tomado igual a 15% de  $H_B$ , respeitando-se um limite mínimo de 0,25 m, e admite-se, por segurança, que a velocidade  $V_F$  média de sedimentação da interface durante a fase de descarga é igual à média aritmética das velocidades  $V_S$  e  $V_M$  de sedimentação do lodo, respectivamente, com as concentrações  $X$  inicial e  $X_M$  média alcançada ao fim da fase de descarga, quando a interface clarificado-lodo dista ( $H_T - H_B - H_F$ ) do fundo. A segurança deste critério reside em que a real velocidade média de sedimentação da interface será intermediária entre  $V_S$  inicial e a correspondente à concentração de sólidos presente na interface ao fim de  $t_D$ , enquanto que a concentração  $X_M$  média de todo o lodo no mesmo instante será sempre maior que a vigente na interface. É razoável, portanto, esperar que a velocidade  $V_F$  adotada nos cálculos será um tanto menor que a velocidade média real de sedimentação da interface ao longo do tempo  $t_D$  de descarga.

Assim, se imporá que  $H_F$  [m] seja igual ao maior dos valores calculados pelas duas equações seguintes:

$$H_F = 0,15.H_B \quad (4.26)$$

$$H_L = 0,25 \quad (4.27)$$

A concentração  $X_M$  [mg/L] valerá, então:

$$X_M = \frac{X \times H_T}{H_T - H_B - H_F} \quad (4.28)$$

Conhecida  $X_M$ , pode-se estimar a velocidade  $V_M$  [m/h] empregando-se a fórmula 4.4:

$$V_s = 10,79 \cdot e^{-\left(1,952 \cdot \sqrt{Z} + 0,04 \cdot X \cdot \sqrt{Z}^{0,5}\right)} \cdot 10^{-3} \quad (4.4)$$

E a velocidade  $V_F$  [m/h] valerá:

$$V_F = \frac{V_s + V_M}{2} \quad (4.29)$$

O tempo  $t_D$  [h] de descarga, portanto, será:

$$t_D = \frac{H_F}{V_F} \quad (4.30)$$

Conhecendo-se o tempo  $t_C$  [h] de duração do ciclo, pode-se calcular o tempo  $t_R$  [h] de reação e o volume  $V_B$  [m<sup>3</sup>] da zona de carga:

$$t_R = t_C - t_s - t_D \quad (4.31)$$

$$V_B = \frac{Q \times t_C}{24} \quad (4.32)$$

A área superficial do reator,  $A$  [m<sup>2</sup>], será dada por:

$$A = \frac{V_B}{H_B} \quad (4.33)$$

E os volumes  $V_L$  da zona de lodo e  $V$  útil total do reator serão:

$$V_L = A \times H_L \quad (4.34)$$

$$V = V_B + V_L \quad (4.35)$$

Ficam, assim, completamente equacionados o funcionamento e a operação do reator em bateladas como decantador final, ou seja, as fases de sedimentação e de descarga deste reator ficam perfeita e totalmente modeladas, segundo critérios racionais.

#### 4.4. CONSOLIDAÇÃO DO MÉTODO PROPOSTO

Observando-se o que é apresentado nos itens anteriores, 4.2 e 4.3, constata-se que, em função da cinética do processo de degradação biológica e da concentração  $X$  [mg/L] de sólidos no reator com a qual se deseja operá-lo, o volume  $V$  [m<sup>3</sup>] útil total do reator é determinável pela equação 3.40:

$$V = \frac{MX}{X} \cdot 10^3 \quad (3.40)$$

Igualmente, este mesmo volume  $V$  pode ser calculado, com base no estudo do reator enquanto decantador secundário e no tempo  $t_c$  de duração total do ciclo, mediante a aplicação da equação 4.35:

$$V = V_B + V_L \quad (4.35)$$

Ora, tratando-se de um mesmo reator, o volume útil deverá ser o mesmo, calculado por um e outro meios. Isto significa que, definida a concentração  $X$  de sólidos em suspensão no reator durante a fase de aeração, a adoção do tempo  $t_c$  de duração total do ciclo deixa de ser arbitrária, e vice-versa: para cada valor de  $X$ , haverá apenas um valor de  $t_c$  estabelecendo um par ordenado correspondente a um ponto pertencente a uma curva que se constitui no lugar geométrico dos pontos de operação possível do reator. Somente nos pontos pertencentes a tal curva é viável a operação em regime permanente de uma reator em bateladas. Os autores não lograram encontrar na literatura técnica disponível qualquer referência a esta relação biunívoca aqui deduzida.

Considerando-se fixado o valor de  $X$  [mg/L] e admitindo-se a variação de  $t_c$  [h], analisem-se os dois caminhos para a determinação de  $V$  [m<sup>3</sup>].

Tome-se, primeiro, o reator como tanque de aeração. Substitua-se, na equação 4.3 o valor de  $t_R$  dado pela equação 4.31:

$$MX_A = \frac{MX_{AC} \times t_C}{t_C - t_S - t_D} \quad (4.36)$$

Como  $t_c$  é a única variável independente considerada, pode-se substituir, em 4.36, a soma  $t_S + t_D$  por uma constante  $g$  [h]:

$$g = t_s + t_D \quad (4.37)$$

$$MX_A = \frac{MX_{AC} \times t_C}{t_C - g} \quad (4.38)$$

Como visto anteriormente:

$$MX_E = f \times b \times \theta_C \times MX_A \quad (3.34)$$

Igualando-se a uma constante  $j$  [adimensional] os fatores do segundo membro de 3.34 que independem da variável  $t_C$  independente admitida:

$$j = f \times b \times \theta_C \quad (4.39)$$

Combinando-se as equações 4.39, 3.34 e 4.38:

$$MX_E = j \cdot \frac{MX_{AC} \times t_C}{t_C - g} \quad (4.40)$$

Tomando-se a equação 3.35:

$$MX_V = MX_A + MX_E \quad (3.35)$$

Então, considerando-se 4.38, 4.40 e 3.35, tem-se:

$$MX_V = (1 + j) \cdot \frac{MX_{AC} \times t_C}{t_C - g} \quad (4.41)$$

Definindo-se a constante  $r$  [kg]:

$$r = (1 + j) \cdot MX_{AC} \quad (4.42)$$

Ou, considerando-se a equação 4.39:

$$r = (1 + f \times b \times \theta_c) \cdot MX_A \quad (4.43)$$

E substituindo-se em 4.41:

$$MX_V = \frac{r \times t_c}{t_c - g} \quad (4.44)$$

Conforme 3.39:

$$MX = MX_V + MX_F \quad (3.35)$$

Logo:

$$MX = \frac{r \times t_c}{t_c - g} + MX_F \quad (4.45)$$

Substituindo-se 4.45 em 3.40, se obtém:

$$V = \left[ \frac{r \times t_c}{(t_c - g) \cdot X} + \frac{MX_F}{X} \right] \cdot 10^3 \quad (4.46)$$

Definindo-se as constantes volumétricas  $VX_F$  e  $VX_{VC}$  [ $m^3$ ]:

$$VX_F = \frac{MX_F}{X} \cdot 10^3 \quad (4.47)$$

$$VX_{VC} = \frac{r}{X} \cdot 10^3 \quad (4.48)$$

$$VX_{VC} = \frac{(1 + f \times b \times \theta_c) \cdot MX_{AC}}{X \times 10^{-3}} \quad (4.49)$$

Verifica-se, observando-se a equação 4.47, que  $VX_F$  [ $m^3$ ] é igual à divisão da massa  $MX_F$  [kg] de sólidos em suspensão fixos no reator pela concentração  $X$  [mg/L]

de sólidos em suspensão totais no reator.  $VX_F$ , então, corresponde à fração do volume  $V$  útil total do reator ocupado pela suspensão dos sólidos fixos com concentração  $X$ . O volume  $VX_F$  somado ao volume  $VX_V$  ocupado pela suspensão dos sólidos voláteis à concentração  $X$  totaliza o volume  $V$  útil total do reator [ $m^3$ ].

Considerando-se, em seguida, as equações 4.49 e 3.34, é notável que, em 4.49, o numerador do segundo termo é igual à massa  $MX_{VC}$  de sólidos em suspensão voláteis no reator quando a atividade depuradora dos microrganismos é contínua.  $VX_{VC}$ , portanto, é o volume da suspensão dos sólidos em suspensão voláteis no reator, com concentração  $X$ , quando a biodegradação do substrato é contínua. Portanto, a soma dos volumes  $VX_F$  e  $VX_{VC}$  corresponde ao volume útil do tanque de aeração do sistema de operação contínua que funciona com concentração  $X$  de sólidos em suspensão totais.

Combinando-se então 4.47, 4.48 e 4.46, deduz-se a equação derivada do processo de depuração biológica que fornece o volume  $V$  útil total do reator:

$$V = \frac{VX_{VC} \times t_c}{t_c - g} + VX_F \quad (4.50)$$

Veja-se, agora, o reator como decantador final. De acordo com as equações 4.32, 4.34 e 4.33:

$$V_B = \frac{Q \times t_c}{24} \quad (4.32)$$

$$V_L = A \times H_L \quad (4.34)$$

$$A = \frac{V_B}{H_B} \quad (4.33)$$

Então:

$$V_L = \frac{V_B}{H_B} \cdot H_L \quad (4.51)$$



$$V_L = \frac{Q \times t_c}{24 \times H_B} \cdot H_L \quad (4.52)$$

Substituindo-se 4.32 e 4.52 em 4.35, tem-se  $V$  [m<sup>3</sup>] em função de  $Q$  [m<sup>3</sup>/d],  $t_c$  [h],  $H_L$  [m] e  $H_B$  [m], ou seja:

$$V = \frac{Q \times t_c}{24} + \frac{Q \times t_c}{24 \times H_B} \cdot H_L \quad (4.53)$$

$$V = \frac{Q}{24} \cdot \left( 1 + \frac{H_L}{H_B} \right) \cdot t_c \quad (4.54)$$

Definindo-se a constante  $z$  [m<sup>3</sup>/h]:

$$z = \frac{Q}{24} \cdot \left( 1 + \frac{H_L}{H_B} \right) \quad (4.55)$$

Conclui-se que, em função do processo de sedimentação, o volume  $V$  útil total do reator é:

$$V = z \times t_c \quad (4.56)$$

Convergindo os dois caminhos estudados para a determinação do volume  $V$ , igualam-se os dois segundos termos das equações 4.50 e 4.56:

$$\frac{VX_{VC} \times t_c}{t_c - g} + VX_F = z \times t_c \quad (4.57)$$

E então:

$$(VX_{VC} + VX_F + g \times z) \cdot t_c - z \times t_c^2 - VX_F \times g = 0 \quad (4.58)$$

Denominando-se o coeficiente de  $t_c$  e o termo independente da equação 4.58, respectivamente, por  $s$  [m<sup>3</sup>] e  $w$  [m<sup>3</sup>.h]:

$$s = VX_{VC} + VX_F + g \times z \quad (4.59)$$

$$w = VX_F \times g \quad (4.60)$$

Substituindo-se de 4.59 e 4.60 em 4.58, multiplicando-se esta última por (-1) e rearranjando seus termos:

$$z \times t_C^2 - s \times t_C + w = 0 \quad (4.61)$$

Embora matematicamente haja duas soluções possíveis (as raízes desta equação), fisicamente apenas a maior das duas é viável, pois a menor corresponde a um tempo  $t_C$  menor que  $t_S + t_D$ , o que é impossível. Assim,  $t_C$  é dado por:

$$t_C = \frac{s + (s^2 - 4 \times z \times w)^{0,5}}{2 \times z} \quad (4.62)$$

Os autores sugerem que o dimensionamento de reatores biológicos por lodos ativados de operação sequencial em bateladas seja feito aplicando-se o método racional aqui exposto. Para maior facilidade de aplicação, é apresentado no próximo capítulo um roteiro de dimensionamento que pode ser seguido pelo projetista.

## **CAPÍTULO 5**

### **ROTEIRO PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADAS**

## ROTEIRO PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADAS

### 5.1. PROTOCOLO PARA DIMENSIONAMENTO PASSO A PASSO

a) Devem ser conhecidos os dados e parâmetros básicos de projeto:

- vazão  $Q$  tratada [ $\text{m}^3/\text{d}$ ];
- concentração  $S_A$  de matéria orgânica no afluente, expressa em  $\text{DBO}_5$  [ $\text{mg}/\text{L}$ ];
- concentração  $X_F$  de sólidos em suspensão fixos no afluente [ $\text{mg}/\text{L}$ ];
- índice  $IVL$  de volume do lodo [ $\text{mL}/\text{g}$ ];
- taxa  $k$  de remoção de matéria orgânica [ $\text{L}/\text{mg}\cdot\text{d}$ ];
- coeficiente  $Y$  de produção celular [adimensional];
- taxa  $b$  específica de respiração endógena [ $\text{d}^{-1}$ ];
- fração  $f$  dificilmente biodegradável da biomassa [adimensional];

b) Devem ser adotados os seguintes elementos:

- parâmetro idade do lodo  $\theta_c$  [ $\text{d}$ ];
- concentração  $X$  dos sólidos em suspensão totais no reator [ $\text{mg}/\text{L}$ ];
- altura  $H_T$  útil total do reator [ $\text{m}$ ];

c) Estima-se a velocidade de  $V_s$  de sedimentação do lodo [ $\text{m}/\text{h}$ ] com concentração de sólidos  $X$  [ $\text{mg}/\text{L}$ ]:

$$V_s = 10,79 \cdot e^{-\left(1,952 \cdot \sqrt{X} + 0,04 \cdot X \cdot \sqrt{X}^{0,5}\right) \cdot 10^{-3}} \quad (4.4)$$

d) Calculam-se os parâmetros  $p$  e  $q$ :

$$p = 100,93 \cdot IVL^{-0,5} \quad (4.16)$$

$$q = 0,60 \cdot IVL^{0,0276} \quad (4.17)$$

e) Calcula-se, por tentativas sucessivas, a razão  $R$  de recirculação para a qual, na sedimentação contínua, a camada limitante tem concentração  $X$  de sólidos:

$$R = \left[ \frac{\rho (R \times V_S)^q}{X \times V_S \times 10^{-3}} \right] - 1 \quad (4.15)$$

- f) Estima-se a velocidade ascensional [m/h] da concentração  $X$  [mg/L]:

$$V_A = R \times V_S \quad (4.10)$$

- g) Determina-se o tempo  $t_S$  de duração da fase de sedimentação [h]:

$$t_S = \frac{H_T}{V_S + V_A} \quad (4.18)$$

- h) Determinam-se as alturas  $H_B$  da zona de carga e  $H_L$  da zona de lodo [m]:

$$H_B = V_S \times t_S \quad (4.19)$$

$$H_L = H_T - H_B \quad (4.25)$$

- i) Fixa-se a altura  $H_F$  da zona de transição igual ao maior dos dois valores calculados por:

$$H_F = 0,15.H_B \quad (4.26)$$

$$H_L = 0,25 \quad (4.27)$$

- j) Calcula-se a concentração  $X_M$  média de sólidos do lodo ao final da fase de descarga:

$$X_M = \frac{X \times H_T}{H_T - H_B - H_F} \quad (4.28)$$

- k) Estimam-se as velocidades [m/h]  $V_M$  de sedimentação do lodo com sua concentração  $X_M$  média ao final da fase de descarga e  $V_F$  média da interface durante a fase de descarga:

$$V_M = 10,79.e^{-\left(1,952./V_S + 0,04.X_M./V_S^{0,5}\right).10^{-3}} \quad (4.4)$$

$$V_F = \frac{V_S + V_M}{2} \quad (4.29)$$

l) Determina-se o tempo  $t_D$  de descarga [h]:

$$t_D = \frac{H_F}{V_F} \quad (4.30)$$

m) Estima-se a concentração  $S$  de matéria orgânica no reator (e no efluente tratado), expressa em  $\text{DBO}_5$  solúvel:

$$S = \frac{1 + b \times \theta_c}{k \times Y \times \theta_c} \quad (3.29)$$

n) Calcula-se a massa de substrato removida diariamente:

$$\frac{\Delta MS}{\Delta t} = \frac{Q \cdot (S_A - S)}{10^{-3}} \quad (3.21)$$

o) Estima-se a massa  $MX_{AC}$  de organismos ativos requerida no interior do reator, para degradar a massa de substrato afluente, agindo continuamente:

$$MX_{AC} = \frac{Y \times \theta_c}{1 + b \times \theta_c} \cdot \frac{\Delta MS}{\Delta t} \quad (3.20)$$

p) Estima-se a massa  $MX_F$  de sólidos em suspensão fixos no reator:

$$MX_F = Q \times X_F \times \theta_c \times 10^{-3} \quad (3.38)$$

q) Calculam-se os volumes  $VX_F$  (ocupado pelos sólidos em suspensão fixos com concentração  $X$ ) e  $VX_{VC}$  (correspondente àquele ocupado pelos sólidos em suspensão voláteis requeridos na atividade contínua, com concentração de sólidos  $X$ ):

$$VX_F = \frac{MX_F}{X} \cdot 10^3 \quad (4.47)$$

$$VX_{VC} = \frac{(1 + f \times b \times \theta_c) \cdot MX_{AC}}{X \times 10^{-3}} \quad (4.49)$$

r) Determinam-se os coeficientes  $g$ ,  $z$ ,  $s$  e  $w$ :

$$g = t_s + t_D \quad (4.37)$$

$$z = \frac{Q}{24} \cdot \left( 1 + \frac{H_L}{H_B} \right) \quad (4.55)$$

$$s = VX_{VC} + VX_F + g \times z \quad (4.59)$$

$$w = VX_F \times g \quad (4.60)$$

s) Calcula-se o tempo  $t_C$  de duração do ciclo:

$$t_C = \frac{s + (s^2 - 4 \times z \times w)^{0,5}}{2 \times z} \quad (4.62)$$

t) Determina-se o tempo  $t_R$  de reação:

$$t_R = t_C - t_s - t_D \quad (4.31)$$

u) Calculam-se as massas  $MX_A$  de organismos ativos no reator,  $MX_E$  de resíduo endógeno no reator,  $MX_V$  de sólidos em suspensão voláteis no reator e  $MX$  de sólidos em suspensão totais no reator:

$$MX_A = MX_{AC} \times \frac{t_C}{t_R} \quad (4.3)$$

$$MX_E = f \times b \times \theta_c \times MX_A \quad (3.34)$$

$$MX_V = MX_A + MX_E \quad (3.35)$$

$$MX = MX_V + MX_F \quad (3.39)$$

v) Calculam-se os volumes  $V$  útil total do reator e  $V_B$  da zona de carga:

$$V = \frac{MX}{X} \cdot 10^3 \quad (3.40)$$

$$V_B = \frac{Q \times t_c}{24} \quad (4.32)$$

w) Determina-se a área  $A$  superficial do reator:

$$A = \frac{V_B}{H_B} \quad (4.33)$$

x) Calculam-se os volumes  $V_L$  da zona de lodo e  $V$  útil total do reator:

$$V_L = A \times H_L \quad (4.34)$$

$$V = V_B + V_L \quad (4.35)$$

y) Comparam-se os valores calculados de  $V$  através das equações 3.40, no item (v), e 4:35, no item (x). Estes valores deverão poder ser considerados iguais.

## 5.2. EXEMPLO NUMÉRICO DE DIMENSIONAMENTO

Encerrando-se a apresentação do método proposto, segue-se o exemplo do dimensionamento de um reator em bateladas para tratar esgoto doméstico, cujas principais características se seguem:

- Vazão tratada:  $Q = 8\,640 \text{ m}^3/\text{d} = 100 \text{ L/s}$ ;
- Concentração de matéria orgânica no afluente, expressa em  $\text{DBO}_5$ :  $S_A = 250 \text{ mg/L}$ ;
- Concentração de sólidos em suspensão fixos no afluente:  $X_F = 50 \text{ mg/L}$ ;
- Índice de volume do lodo:  $IVL = 150 \text{ mL/g}$ ;



- Taxa de remoção de matéria orgânica:  $k = 0,027 \text{ L/mg.d}$ ;
- Coeficiente de produção celular:  $Y = 0,6$ ;
- Taxa específica de respiração endógena:  $b = 0,06 \text{ d}^{-1}$ ;
- Fração dificilmente biodegradável da biomassa:  $f = 0,2$ ;

Neste dimensionamento foram adotados:

- Idade do lodo:  $\theta_c = 28 \text{ d}$ ;
- Concentração de sólidos em suspensão totais no reator:  $X = 2\,500 \text{ mg/L}$ ;
- Altura útil total do reator:  $H_T = 5,0 \text{ m}$ ;

Os cálculos vêm a seguir:

- Estimativa da velocidade  $V_s$  de sedimentação do lodo com concentração de sólidos  $X$ :

$$V_s = 10,79 \cdot e^{-\left(1,952 \cdot 150 + 0,04 \cdot 2500 \cdot 150^{0,5}\right) \cdot 10^{-3}} = 2,37$$

$$\mathbf{V_s = 2,37 \text{ m/h}}$$

- Cálculo da razão  $R$  de recirculação para a qual a concentração de sólidos na camada limitante é  $X$ :

$$p = 100,93 \cdot 150^{-0,5} = 8,24$$

$$q = 0,60 \cdot 150^{0,0276} = 0,69$$

$$R = \left[ \frac{8,24 (2,37 \times R)^{0,60}}{2500 \times 2,37 \times 10^{-3}} \right] - 1 = 0,46$$

$$\mathbf{R = 0,46}$$

- Estimativa da velocidade ascensional da concentração  $X$  de sólidos:

$$V_A = 0,46 \times 2,37 = 1,09$$

$$V_A = 1,09 \text{ m/h}$$

- Determinação do tempo  $t_s$  de duração da fase de sedimentação:

$$t_s = \frac{5,00}{2,37 + 1,09} = 1,45$$

$$t_s = 1,45 \text{ h} = 1 \text{ h e } 27 \text{ min.}$$

- Determinação das alturas  $H_B$  da zona de carga e  $H_L$  da zona de lodo:

$$H_B = 2,37 \times 1,45 = 3,44$$

$$\text{Adotou-se } H_B = 3,40 \text{ m}$$

$$H_L = 5,00 - 3,40 = 1,60$$

$$H_L = 1,60 \text{ m}$$

- Fixação da altura  $H_F$  da zona de transição:

$$H_F = 0,15 \times 3,40 = 0,51$$

$$H_L = 0,25$$

$$\text{Adota-se o maior dos dois valores: } H_F = 0,51 \text{ m.}$$

- Cálculo da concentração  $X_M$  média de sólidos do lodo ao final da fase de descarga:

$$X_M = \frac{2500 \times 5,00}{5,00 - 3,40 - 0,50} = 11364$$

$$X_M = 11364 \text{ mg/L}$$

- Estimativa das velocidades  $V_M$  de sedimentação do lodo com sua concentração  $X_M$  média ao final da fase de descarga e  $V_F$  média da interface durante a fase de descarga:

$$V_M = 10,79 \cdot e^{-(1,952 \cdot 150 + 0,04 \cdot 11364 \cdot 150^{0,5}) \cdot 10^{-3}} = 0,03$$

$$V_M = 0,03 \text{ m/h}$$

$$V_F = \frac{2,37 + 0,03}{2} = 1,20$$

$$V_F = 1,20 \text{ m/h}$$

- Determinação do tempo  $t_D$  de descarga:

$$t_D = \frac{0,50}{1,20} = 0,42$$

$$t_D = 0,42 \text{ h} = 25 \text{ min.}$$

- Estimativa da concentração  $S$  de matéria orgânica no reator (e no efluente tratado), expressa em  $\text{DBO}_5$  solúvel:

$$S = \frac{1 + 0,06 \times 28}{0,027 \times 0,6 \times 28} = 6$$

$$S = 6 \text{ mg/L}$$

- Cálculo da massa de substrato removida diariamente:

$$\frac{\Delta MS}{\Delta t} = \frac{8640 \cdot (250 - 6)}{10^{-3}} = 2108$$

$$\Delta MS/\Delta t = 2108 \text{ kg/d}$$

- Estimativa da massa  $MX_{AC}$  de organismos ativos requerida no interior do reator, para degradar a massa de substrato afluente, agindo continuamente:

$$MX_{AC} = \frac{0,6 \times 28}{1 + 0,06 \times 28} \cdot 2108 = 13214$$

$$MX_{AC} = 13214 \text{ kg}$$

- Estima-se a massa  $MX_F$  de sólidos em suspensão fixos no reator:

$$MX_F = 8640 \times 50 \times 10^{-3} = 432$$

$$MX_F = 432 \text{ kg}$$

- Cálculo dos volumes  $VX_F$  (ocupado pelos sólidos em suspensão fixos com concentração  $X$ ) e  $VX_{VC}$  (correspondente àquele ocupado pelos sólidos em suspensão voláteis requeridos na atividade contínua, com concentração de sólidos  $X$ ):

$$VX_F = \frac{432}{2500} \cdot 10^3 = 173$$

$$VX_F = 173 \text{ m}^3$$

$$VX_{VC} = \frac{(1 + 0,2 \times 0,06 \times 28) \cdot 13214}{2500 \times 10^{-3}} = 7062$$

$$VX_{VC} = 7062 \text{ m}^3$$

- Determinação dos coeficientes  $g$ ,  $z$ ,  $s$  e  $w$ :

$$g = 1,45 + 0,42 = 1,87$$

$$g = 1,87 \text{ h}$$

$$z = \frac{8640}{24} \cdot \left(1 + \frac{1,60}{3,40}\right) = 529$$

$$z = 529 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$s = 7062 + 173 + 1,87 \cdot 529 = 8224$$

$$s = 8224 \text{ m}^3$$

$$w = 173 \times 1,87 = 324$$

$$w = 324 \text{ m.h}$$

- Cálculo do tempo  $t_c$  de duração do ciclo:

$$t_c = \frac{8224 + \left(8224^2 - 4 \times 529 \times 324\right)^{0,5}}{2 \times 529} = 15,50$$

$$t_c = 15,50 \text{ h} = 15 \text{ h e } 30 \text{ min.}$$

- Determinação do tempo  $t_R$  de reação:

$$t_R = 15,50 - 1,45 - 0,42 = 13,63$$

$$t_R = 13,63 \text{ h} = 13 \text{ h e } 38 \text{ min.}$$

- Cálculo das massas  $MX_A$  de organismos ativos no reator,  $MX_E$  de resíduo endógeno no reator,  $MX_V$  de sólidos em suspensão voláteis no reator e  $MX$  de sólidos em suspensão totais no reator:

$$MX_A = 13214 \times \frac{15,50}{13,63} = 15027$$

$$MX_A = 15027 \text{ kg}$$

$$MX_E = 0,2 \times 0,06 \times 28 \times 15027 = 5049$$

**$MX_E = 5049 \text{ kg}$**

$$MX_V = 15027 + 5049 = 20076$$

**$MX_V = 20076 \text{ kg}$**

$$MX = 20076 + 432 = 20508$$

**$MX = 20508 \text{ kg}$**

- Cálculo dos volumes  $V$  útil total do reator e  $V_B$  da zona de carga:

$$V = \frac{20508}{2500} \cdot 10^3 = 8203$$

**$V = 8203 \text{ m}^3$**

$$V_B = \frac{8640 \times 15,50}{24} = 5580$$

**$V_B = 5580 \text{ m}^3$**

- Determinação da área  $A$  superficial do reator:

$$A = \frac{5580}{3,40} = 1641$$

**$A = 1641 \text{ m}^2$**

- Cálculo dos volumes  $V_L$  da zona de lodo e  $V$  útil total do reator:

$$V_L = 1641 \times 1,60 = 2626$$

$$V_L = 2626 \text{ m}^3$$

$$V = 5580 + 2626 = 8206$$

$$V = 8206 \text{ m}^3$$

- Comparação entre os valores calculados de  $V$ :

$$8\,203 \text{ m}^3 \cong 8\,206 \text{ m}^3$$

A grande proximidade entre os valores calculados demonstra a correção do dimensionamento efetuado.

## **CAPÍTULO 6**

## **CONCLUSÃO**



## CONCLUSÃO

O reator em batelada funciona, sucessivamente, ora como tanque de aeração, ora como decantador final. Esta duplicidade de funções requer, evidentemente, a compatibilização do ferramental teórico para a abordagem, por um lado, do processo de biodegradação aeróbia e, por outro lado, do processo de sedimentação zonal, ambos ocorrendo, sequencialmente, em um mesmo tanque. Para que o tratamento promovido tenha boa eficiência, é necessário e suficiente que o reator opere bem tanto de uma forma quanto de outra. A elaboração de um modelo capaz de promover esta compatibilização, de forma precisa e racional, foi a proposta inicial dos autores. O método apresentado, portanto, pretende ter cumprido esta tarefa.

Conforme afirmado já no início deste texto, os modelos matemáticos desenvolvidos por outros autores e que possibilitam estimar, com base no índice de volume do lodo e em sua concentração de sólidos, as suas velocidades de sedimentação e os seus fluxos de sólidos totais, esteiam o método desenvolvido e são os fatores determinantes do nível de exatidão do mesmo. A precisão dos resultados da aplicação do método aqui proposto está na razão direta da precisão de tais modelos matemáticos.

No entanto, o desenvolvimento do método ora apresentado resultou na identificação de algumas leis aparentemente inéditas que regem fenômenos constituintes deste processo de tratamento, cujo conhecimento aumenta o domínio sobre ele e abre caminho para o seu estudo mais aprofundado.

Com efeito, considera-se de grande relevância para o tema tratado a demonstração aqui feita da existência de uma relação biunívoca entre os funcionamentos do reator como tanque de aeração e como decantador final, traduzida pela interdependência entre a concentração de sólidos em suspensão no reator e o tempo de duração do ciclo (ou do tempo de reação do ciclo). Esta relação havia, até o momento de realização deste trabalho, permanecido sem registro direto na literatura, não sendo considerada nos demais métodos de dimensionamento.

Outro aspecto relevante acrescentado pelo presente trabalho foi o modelamento do processo de sedimentação zonal de forma adequada ao funcionamento sequencial dos reatores em bateladas.

É recomendável a aferição do método racional proposto mediante a operação monitorada de unidades em escala real e de modelos reduzidos, bem como através da realização de ensaios em laboratório, de forma que se possa verificar o grau de aderência entre este instrumento teórico e a realidade prática.

A capacidade de se prever, com razoável precisão, o comportamento de uma unidade de tratamento de águas residuárias é essencial para aquele que se dedica à elaboração de projetos. Quem se ocupa da operação, e mesmo quem está envolvido com a manutenção, tem, nesta capacidade, um poderoso instrumento de trabalho. Os autores esperam ter contribuído com uma ferramenta útil no equacionamento de problemas técnicos encontrados nessas atividades, ou seja, no projeto, na operação e na manutenção de reatores sequenciais em bateladas utilizados no tratamento biológico de esgotos sanitários ou de efluentes industriais.

## **REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ARTAN, N.; WILDERER, P.; ORHON, D. "The mechanism and design of sequencing batch reactor systems for nutrient removal - the state of the art." *Water Science and Technology*, v. 43, n. 3, p. 53-60, 2001.
- CHERNICHARO, C. A. de L.; Von SPERLING, M. "Considerações sobre o dimensionamento de sistemas de lodos ativados de fluxo intermitente (batelada)." In: *Anais do 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 2, p. 119-129, Natal, 1993.
- DA-RIN, B. P.; NASCIMENTO, G. P. L. "Nova metodologia para dimensionamento e análise de processos de lodos ativados – as curvas de operação do sistema de aeração." In: *Anais do 9º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. , pp -, Belo Horizonte, 1977.
- DAIGGER, G. T. "Development of refined clarifier operating diagrams using an updated settling characteristics database." *Water Environment Research*, v. 67, n. 1, p. 95-100, 1995.
- DICK, R. I. "Role of activated sludge final settling tanks." *Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE*, v. 96, n. SA 2, pp 423-436, 1970.
- DUNCAN, J. W. K. & KAWATA, K. "Discussão de "Evaluation of activated sludge thickening theories", de Dick, R. I. & Ewing, B. B." *Journal of Sanitary Engineering Division, ASCE*, v. 94, n. SA 2, p. 431-433, 1968.
- ECKENFELDER Jr., W. W. "Comparative biological waste treatment design." *Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE*, v. 93, n. SA 6, p. 157-170, 1967.
- ECKENFELDER Jr., W. W. *Industrial water pollution control*. 3.ed. New York: McGraw-Hill, 1989.
- EKAMA, G. A.; MARAIS, G. V. R. "The activated sludge process. Part II – Dynamic behavior." Research Report, *Water Research Commission of South Africa*, n.w. 13, 1975.

- FRÓES, C. M. V. "Avaliação do desempenho da estação de tratamento de esgotos do conjunto habitacional de morro alto, com ênfase na teoria do fluxo de sólidos limite." Dissertação de Mestrado. Belo Horizonte:UFMG, 1996.
- IRVINE, R. L.; BUSCH, A. W. "Sequencing batch reactors, an overview." *Journal WaterPollution Control Federation*, v. 51, n. 5, p. 235-242, 1979.
- JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. *Tratamento de esgotos domésticos*. 3.ed. Rio de Janeiro: ABES, 1995, 720pp.
- KINCH, G. J. "A theory of sedimentation." *Transactions, Faraday Society*, v. 48, p. 166-176, 1952.
- KRONE, R. B. "Evaluation of activated sludge thickening theories", by Dick, R. I.; Ewing, B. B. " *Journal of Sanitary Engineering Division, ASCE*, v. 94, n. SA 3, p. 554-558, 1968.
- MARAIS, G. V. R.; EKAMA, G. A. "The activated sludge process. Part I – Steady state behavior." Research Report, *Water Research Commission of South Africa*, n.w.12, 1975.
- MCKINNEY, R. E. "Mathematics of complete-mixing activated sludge". *Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE*, v. 88, n. SA 3, p. 87-113, 1962.
- METCALF & EDDY, Inc. *Wastewater Engineering: treatment and reuse*. 4.ed. New York: McGraw-Hill, 2002. 1848 pp.
- RAMALHO, R. S. *Introduction to wastewater treatment processes*. 2.ed. New York: Academic Press, 1983, 580 pp.
- SANTOS, R. C. O. Proposta de um Método Racional para Dimensionamento de Sistemas de Tratamento de Esgotos por Lodos Ativados em Bateladas. Dissertação de Mestrado em Engenharia Ambiental. Rio de Janeiro: UERJ, 2002.
- SANTOS, R. C. O.; BARBOSA FILHO, O.; GIORDANO, G. Proposta de um Método de Cálculo do Tempo de Sedimentação no Tratamento de Esgotos por Lodos Ativados em Bateladas, *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 10, n. 3, p. 185-193, 2005.
- SANTOS, R. C. O.; BARBOSA FILHO, O.; GIORDANO, G. Proposta de um Método Racional para o Dimensionamento de Reatores de Tratamento de Esgotos por Lodos Ativados em Bateladas para Remoção de Carga Orgânica, *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 11, n. 2, p. 153-161, 2006.

- TALMADGE, W. P. & FITCH, E. B. "Determining thickener unit areas." *Industrial and Engineering Chemistry*, v. 47, p. 38-41, 1955.
- UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY USEPA. "An emerging technology – sequencing batch reactors – a project assessment." EPA, September 1983.
- UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY USEPA. "Wastewater technology fact sheet - sequencing batch reactors." EPA 932-F-99-073, September 1999.
- VESILIND, P. A. "Discussão de "Evaluation of activated sludge thickening theories", de Dick, R. I. & Ewing, B. B." *Journal of Sanitary Engineering Division, ASCE*, v. 94, n. AS 1, pp 185-190, 1968.
- Von SPERLING, M. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Vol. 4. Lodos ativados*. Belo Horizonte, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental-UFMG, 1997, 415 pp.
- Von SPERLING, M. "A new method for the design of sequencing batch reactors (SBR) using the concept of the hindered settling velocity of the sludge." *Environmental Technology*, v. 19, pp. 1223-1231, 1998.
- Von SPERLING, M. "Dimensionamento de lodos ativados por batelada utilizando os princípios da teoria do fluxo de sólidos." *Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES)*, v. 6, n. 3, n. 4, pp. 147-156, 2001.