

**CLAUDIANE DE ABREU WIEDMER TEMPS**

**LODO ATIVADO EM BATELADA SEQUENCIAL PARA  
TRATAMENTO DE DESPEJOS DE INDÚSTRIAS DE  
REFRIGERANTES E ABATEDOUROS DE AVES**

Dissertação apresentada como requisito parcial à  
obtenção do título de Mestre, Curso de Pós-  
Graduação em Tecnologia Química, Setor de  
Tecnologia, Universidade Federal do Paraná.

Orientador: Prof. Dr. Uivald Pawlowsky

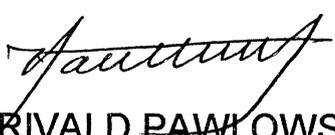
CURITIBA  
2000

**CLAUDIANE DE ABREU WIEDMER TEMPS**

**LODO ATIVADO EM BATELADA SEQUENCIAL PARA  
TRATAMENTO DE DESPEJOS DE INDÚSTRIAS DE  
REFRIGERANTES E ABATEDOUROS DE AVES**

Dissertação aprovada como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre no Curso de Pós-Graduação em Tecnologia Química – com concentração em Tecnologia de Alimentos, da Universidade Federal do Paraná, pela Comissão formada pelos professores:

Orientador:

  
Prof. Dr. URIVALD PAWLOWSKY  
Setor de Tecnologia, UFPR

  
Prof.<sup>a</sup>. Dr.<sup>a</sup>. CÉLIA REGINA GRANHEN TAVARES  
Centro de Tecnologia, UEM

  
Prof.<sup>a</sup>. Dr.<sup>a</sup>. ARISLETE DANTAS DE AQUINO  
Setor de Tecnologia, UFPR

Curitiba, 27 de Dezembro de 2000

*A todos que de alguma forma colaboraram  
para a conclusão deste trabalho.*

## AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Uivald Pawlowsky, pela orientação, paciência e atenção durante a elaboração deste trabalho.

Ao Instituto Ambiental do Paraná, por ceder suas instalações e custear todo o trabalho.

À engenheira Maria da Graça Patza, pelo apoio técnico e teórico e pela disponibilidade prestada.

À bióloga Marilene Gabardo, pelo auxílio à parte microbiológica dos experimentos.

Ao técnico químico Ademir da Silva, pela viabilização da montagem dos equipamentos para a realização do trabalho.

Aos técnicos do laboratório de Físico-Química do IAP, pelo apoio e treinamento das análises realizadas.

Ao laboratório de Botânica da Universidade Federal do Paraná, pelo uso do microscópio para a realização das microfotografias.

À indústria de refrigerantes Spaipa e ao abatedouro de aves Witmarsum, pelo acesso às instalações.

À Fundação Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – CAPES, pela concessão da bolsa de estudos.

Aos membros da comissão examinadora deste trabalho pela atenção dedicada.

Ao meu marido Marcelo Temps, pelo carinho e compreensão em todos os momentos.

À família, pelo apoio e incentivo dedicados durante todo o período deste trabalho.

Aos amigos e colegas que contribuíram direta ou indiretamente para a realização deste trabalho, especialmente a Ivana H. Zamuner Spir e Flavio Carvalho Robles.

## SUMÁRIO

<b>LISTA DE FIGURAS</b> .....	vi
<b>LISTA DE TABELAS</b> .....	ix
<b>LISTA DE ABREVIATURAS</b> .....	xi
<b>RESUMO</b> .....	xiii
<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	1
<b>2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	3
2.1 CARACTERIZAÇÃO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS.....	3
2.2 TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS.....	6
2.3 PROCESSOS BIOLÓGICOS.....	8
2.4 LODOS ATIVADOS.....	8
2.5 MICROBIOLOGIA DOS LODOS ATIVADOS.....	10
2.5.1 Bactérias.....	11
2.5.2 Fungos.....	12
2.5.3 Protozoários.....	12
2.5.4 Metazoários.....	13
2.5.5 Necessidade de Nutrientes.....	13
2.5.6 Respiração de Organismos Heterotróficos.....	14
2.5.7 Crescimento Biológico.....	14
2.6 FLOCULAÇÃO BIOLÓGICA.....	16
2.6.1 Problemas de Sedimentação dos Flocos.....	19
2.6.2 Intumescimento Filamentoso do Lodo.....	20
2.7 CRITÉRIOS DE PROJETO DE LODOS ATIVADOS.....	23
2.7.1 Carga Orgânica.....	24
2.7.2 Idade de Lodo.....	25
2.7.3 Quantidade de Oxigênio.....	26
2.8 REATOR EM BATELADA SEQUENCIAL.....	26
2.8.1 Enchimento e Reação.....	30
2.8.2 Descarte.....	34
2.8.3 Vantagens do Sistema de Lodos Ativados em Batelada.....	34
2.9 PESQUISAS REALIZADAS.....	35
<b>3 MATERIAL E MÉTODOS</b> .....	40
3.1 MATERIAL.....	40

3.1.1 Efluente.....	40
3.1.2 Inóculo.....	42
3.1.3 Equipamentos.....	42
3.2 MÉTODOS.....	44
3.2.1 Metodologia de Cálculo dos Coeficientes Cinéticos.....	46
<b>4 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>52</b>
4.1 DESEMPENHO DO PROCESSO DE TRATAMENTO DURANTE O EXPERIMENTO I (INDÚSTRIA DE REFRIGERANTES).....	52
4.1.1 Análise Microscópica do Lodo.....	56
4.1.2 Avaliação de Toxicidade.....	58
4.2 DESEMPENHO DO PROCESSO DE TRATAMENTO DURANTE O EXPERIMENTO II (INDÚSTRIA DE REFRIGERANTES).....	58
4.2.1 Análise Microscópica do Lodo.....	62
4.3 DESEMPENHO DO PROCESSO DE TRATAMENTO DURANTE O EXPERIMENTO III (INDÚSTRIA DE REFRIGERANTES).....	63
4.3.1 Análise Microscópica.....	68
4.3.2 Influência do Tempo na Remoção de DQO e na Concentração de Sólidos Suspensos Voláteis.....	71
4.3.3 Determinação dos Coeficientes Cinéticos.....	72
4.4 DESEMPENHO DO PROCESSO DE TRATAMENTO DURANTE O EXPERIMENTO IV (ABATEDOURO DE AVES).....	75
4.4.1 Análise Microscópica do Lodo.....	81
4.4.2 Influência do Tempo na Concentração de Matéria Orgânica e Concentração de Sólidos Suspensos Voláteis.....	82
4.4.3 Determinação dos Coeficientes Cinéticos.....	83
<b>5 CONCLUSÕES.....</b>	<b>87</b>
<b>6 RECOMENDAÇÕES.....</b>	<b>88</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>89</b>
<b>ANEXOS.....</b>	<b>94</b>

## LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1: Interrelação de sólidos encontrados na água residuária	5
FIGURA 2: Unidades da etapa biológica do sistema de lodos ativados	9
FIGURA 3: Fases de crescimento de microrganismos	15
FIGURA 4: Estrutura de um floco de lodo ativado	16
FIGURA 5: Ciclos do processo de operação intermitente	28
FIGURA 6: Câmara de armazenamento dos efluentes (4° C)	41
FIGURA 7: Equipamentos utilizados nos experimentos	43
FIGURA 8: Unidade experimental	43
FIGURA 9: Sistema de filtro do ar	44
FIGURA 10: Obtenção de $k$ e $K_s$	49
FIGURA 11: Reator biológico de alimentação contínua e mistura completa, sem recirculação de lodo	50
FIGURA 12: Obtenção de $Y$ e $k_d$	51
FIGURA 13: Evolução da DQO do efluente tratado durante o período de aclimação	52
FIGURA 14: Evolução da DQO do efluente tratado durante o Experimento I	53
FIGURA 15: Eficiência de remoção de matéria orgânica (em termos de DQO)	53
FIGURA 16: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis no reator durante o Experimento I	54
FIGURA 17: Concentração de sólidos suspensos totais no efluente tratado	54
FIGURA 18: Evolução do índice volumétrico de lodo durante o Experimento I	55
FIGURA 19: Intumescimento do lodo durante o Experimento I (0,20 d <sup>-1</sup> )	57
FIGURA 20: Protozoários observados durante o Experimento I (0,10 d <sup>-1</sup> )	57
FIGURA 21: Evolução da DQO do efluente tratado durante o Experimento II	59
FIGURA 22: Eficiência de remoção de matéria orgânica (em termos de DQO)	59
FIGURA 23: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis no reator durante o Experimento II	60
FIGURA 24: Concentração de sólidos suspensos totais no efluente tratado durante o Experimento II	60
FIGURA 25: Evolução do índice volumétrico de lodo durante o Experimento II	61
FIGURA 26: Intumescimento do lodo durante o Experimento II (0,15 d <sup>-1</sup> )	63
FIGURA 27: Evolução da DQO do efluente durante o Experimento III	64

FIGURA 28: Eficiência de remoção de matéria orgânica (em termos de DQO)	65
FIGURA 29: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis no reator durante o Experimento III	65
FIGURA 30: Concentração de sólidos suspensos (totais) no efluente tratado durante o Experimento III	66
FIGURA 31: Evolução do índice volumétrico de lodo durante o Experimento III	66
FIGURA 32: Lodo do reator com carga orgânica aplicada de $0,05 \text{ d}^{-1}$	69
FIGURA 33: Lodo do reator com carga orgânica aplicada de $0,10 \text{ d}^{-1}$	69
FIGURA 34: Lodo do reator com carga orgânica aplicada de $0,15 \text{ d}^{-1}$	70
FIGURA 35: Lodo do reator com carga orgânica aplicada de $0,20 \text{ d}^{-1}$	70
FIGURA 36: Variação da concentração de matéria orgânica ao longo do tempo durante o Experimento III	71
FIGURA 37: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis ao longo do tempo durante o Experimento III	72
FIGURA 38: Coeficiente de rendimento celular ( $Y$ ) e de respiração endógena ( $k_d$ ) para o despejo de refrigerantes	72
FIGURA 39: Constante de saturação ( $K_s$ ) e da velocidade máxima de crescimento ( $k$ ) para o despejo de refrigerantes	74
FIGURA 40: Evolução da DQO do efluente tratado durante o Experimento IV	76
FIGURA 41: Eficiência de remoção de matéria orgânica no Experimento IV	76
FIGURA 42: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis no reator Durante o Experimento IV	77
FIGURA 43: Concentração de sólidos suspensos totais no efluente tratado Durante o Experimento IV	78
FIGURA 44: Evolução do índice volumétrico de lodo durante o Experimento IV	79
FIGURA 45: Lodo do reator durante tratamento de despejos de abatedouro de aves ( $F/M = 0,10 \text{ d}^{-1}$ )	81
FIGURA 46: Floco de lodo ativado durante tratamento de despejos de abatedouro de aves ( $F/M = 0,30 \text{ d}^{-1}$ )	82
FIGURA 47: Variação da concentração de matéria orgânica no ciclo durante o Experimento IV	82
FIGURA 48: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis no ciclo Durante o Experimento IV	83

FIGURA 49: Coeficiente de rendimento celular ( $Y$ ) e de respiração endógena ( $k_d$ ) para o despejo de abatedouro de aves	84
FIGURA 50: Constante de saturação ( $K_s$ ) e da velocidade máxima de crescimento ( $k$ ) para o despejo de abatedouro de aves	84

## LISTA DE TABELAS

TABELA 1 – Interpretação dos valores de IVL	18
TABELA 2 – Estratégias comuns de operação	33
TABELA 3 – Características médias do efluente bruto (refrigerantes)	41
TABELA 4 – Características médias do efluente bruto (abatedouro de aves)	42
TABELA 5 – Tempo gasto em cada fase do ciclo	45
TABELA 6 – Cargas orgânicas aplicadas	45
TABELA 7 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento I ( $F/M = 0,10 \text{ d}^{-1}$ )	55
TABELA 8 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento I ( $F/M = 0,20 \text{ d}^{-1}$ )	56
TABELA 9 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento I ( $F/M = 0,25 \text{ d}^{-1}$ )	56
TABELA 10 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento II ( $F/M = 0,05 \text{ d}^{-1}$ )	61
TABELA 11 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento II ( $F/M = 0,10 \text{ d}^{-1}$ )	62
TABELA 12 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento II ( $F/M = 0,15 \text{ d}^{-1}$ )	62
TABELA 13 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento III ( $F/M = 0,05 \text{ d}^{-1}$ )	67
TABELA 14 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento III ( $F/M = 0,10 \text{ d}^{-1}$ )	67
TABELA 15 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento III ( $F/M = 0,12 \text{ d}^{-1}$ )	68
TABELA 16 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento III ( $F/M = 0,15 \text{ d}^{-1}$ )	68
TABELA 17 – Cálculo da idade de lodo – indústria de refrigerantes	73
TABELA 18 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento IV ( $F/M = 0,05 \text{ d}^{-1}$ )	79

TABELA 19 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento IV (F/M =0,10 d <sup>-1</sup> )	80
TABELA 20 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento IV (F/M =0,20 d <sup>-1</sup> )	80
TABELA 21 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento IV (F/M =0,25 d <sup>-1</sup> )	80
TABELA 22 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento IV (F/M =0,30 d <sup>-1</sup> )	81
TABELA 23 – Cálculo da idade de lodo – abatedouro de aves	85

## LISTA DE ABREVIATURAS

C. org -	Carbono orgânico.
dX/dt -	Taxa de Variação de Microrganismos no Reator, mg/L.d.
DBO -	Demanda Bioquímica de Oxigênio, mg/L.
DBO <sub>5</sub> -	Demanda Bioquímica de Oxigênio de 5 dias, mg/L.
DQO -	Demanda Química de Oxigênio, mg/L
Evap. -	Evaporação.
FD <sub>d</sub> -	Fator de Diluição para <i>Daphnia magna</i> .
F/M -	Relação Alimento por Microrganismo, ou Carga Orgânica Aplicada, gDQO/gSSV.d
H <sub>0</sub> -	Altura da interface sólido decantado/líquido no tempo igual a 0, m.
H <sub>30</sub> -	Altura da interface sólido sedimentado/líquido após 30 minutos, m.
IVL -	Índice Volumétrico de Lodo, mL/g.
k -	Taxa Máxima de Utilização do Substrato por unidade de massa de microrganismo, d <sup>-1</sup> .
k <sub>d</sub> -	Coefficiente de Decaimento Endógeno, d <sup>-1</sup> .
K <sub>s</sub> -	Constante de Meia Velocidade, mg/L.
LAB -	Lodos Ativados por Batelada.
OD -	Oxigênio Dissolvido, mg/L.
Q -	Vazão afluente, m <sup>3</sup> /d.
r <sub>d</sub> -	Taxa de Decrescimento Endógeno Bacteriano, mg/L.d.
r' <sub>g</sub> -	Taxa Líquida de Desenvolvimento de Microrganismos, mg/L.d.
r <sub>g</sub> -	Taxa de Decrescimento Bacteriano, mg/L.d.
r <sub>su</sub> -	Taxa de Utilização do Substrato, mg/L.d.
S <sub>o</sub> -	Concentração de matéria orgânica afluente, em DBO ou DQO, mg/L.
S -	Concentração de matéria orgânica efluente, em DBO ou DQO, mg/L.
S <sub>s</sub> -	Concentração de matéria orgânica solúvel, em DBO ou DQO, mg/L.
SF -	Sólidos Filtráveis, mg/L.
SFF -	Sólidos Filtráveis Fixos, mg/L.
SFV -	Sólidos Filtráveis Voláteis, mg/L.
SSF -	Sólidos Suspensos Fixos, mg/L.
SSV -	Sólidos Suspensos Voláteis, mg/L.

SSed -	Sólidos Sedimentáveis, mg/L.
ST -	Sólidos Totais, mg/L.
STF -	Sólidos Totais Fixos, mg/L.
STV -	Sólidos Totais Voláteis, mg/L.
$t_c$ -	Tempo de Residência Celular, ou Idade de Lodo, d.
$t_H$ -	Tempo de Detenção Hidráulico, d.
$\mu$ -	Taxa de Crescimento Específico, $d^{-1}$ .
$\mu_m$ -	Taxa Máxima de Crescimento Específico, $d^{-1}$ .
V -	Volume do Reator, L.
VOCs -	Compostos Orgânicos Voláteis.
$X_o$ -	Concentração de Microrganismos no Afluente ao Reator, mg/L.
$X_v$ -	Concentração de Sólidos Suspensos Voláteis no Reator, mg/L.
Y -	Coefficiente de Rendimento Celular, g células formadas/g substrato consumido.

## RESUMO

O objetivo deste trabalho é analisar a tratabilidade de despejos de indústrias alimentícias – indústria de refrigerantes e abatedouro de aves – pelo uso de um tratamento de efluentes eficiente e que requeira pouco espaço físico para ser implantado: o lodos ativados em batelada seqüencial. Neste sentido foi montada uma unidade de tratamento em escala de bancada, contituindo-se de um reator em acrílico com volume útil de 8 L, um sistema de alimentação e um sistema de aeração por ar difuso. Utilizou-se um ciclo total de 24 h, sendo o parâmetro fixado para os estudos a carga orgânica aplicada (F/M). Foram utilizadas as seguintes relações F/M de 0,05; 0,10; 0,12 e 0,15 d<sup>-1</sup> para o tratamento de despejos de indústria de refrigerantes, e de 0,05; 0,10; 0,20; 0,25 e 0,30 d<sup>-1</sup> para o caso de despejos de abatedouro de aves. No reator foram medidos diariamente o pH, a temperatura, oxigênio dissolvido e a concentração de SSV. Nos efluentes brutos foram analisados a DBO, DQO, SS, SSV, nitrogênio e fósforo, e nos efluentes tratados foram analisados a DQO total, DQO solúvel, SS e SSV. Com o despejo da indústria de refrigerantes foram feitos três experimentos, sendo que nos dois primeiros (onde a relação F/M foi maior) ocorreu intumescimento do lodo. A redução de DQO para as cargas orgânicas utilizadas foi maior que 92%, com valores de DQO menores que 84 mg/L. As eficiências médias para o tratamento de despejos de abatedouros de aves foram maiores que 69%, e apresentaram valores de DQO total no efluente tratado de até 478 mg/L. O sistema de lodos ativados em batelada seqüencial mostrou-se viável para o tratamento de despejos das indústrias alimentícias analisadas.

## 1 INTRODUÇÃO

A indústria de alimentos tem aumentado em número e em produção nos últimos anos. O mercado de alimentos cresce cada vez mais e sempre surgem novidades no setor. A grande variedade de produtos e marcas pode ser notada nas prateleiras de uma diversidade de estabelecimentos.

Na maioria dos casos das pequenas e médias indústrias, o tratamento de efluentes tem um custo muito elevado, comparado à simplicidade do próprio processamento de alimentos, e algumas chegam até mesmo a não adotar qualquer tipo de tratamento, lançando seus resíduos diretamente na rede de esgotos ou no corpo receptor. Um dos grandes desafios dessas indústrias é o de desenvolver um tratamento de efluentes funcional e barato, pois a legislação e o próprio mercado obriga cada vez mais as empresas a serem ecologicamente corretas. É fundamental, portanto, identificar soluções econômicas que viabilizem a implantação e operação de sistemas de tratamento com o objetivo de evitar a disposição inadequada dos resíduos. Em estações de tratamentos de efluentes procura-se otimizar os processos e reduzir os custos para se obter a maior eficiência possível, respeitando as restrições impostas para a proteção do corpo receptor.

Outra característica importante das indústrias de processamento de alimentos é a descontinuidade do processo. Esta descontinuidade é observada tanto na produção diária (operando somente durante um turno ou dois) quanto na produção anual, devido à sazonalidade da demanda de determinados produtos, como no caso de refrigerantes, sopas e sorvetes, cujo consumo depende da época do ano. Esta sazonalidade pode também ocorrer em função da disponibilidade de matéria-prima.

Para estes casos, uma boa alternativa seria um sistema de tratamento que fosse barato, de fácil manutenção e que diminuísse os custos de energia. Algumas indústrias utilizam como tratamento secundário lodos ativados convencionais (contínuos) ou tratamento anaeróbio. O primeiro tem como inconvenientes o alto custo e ser de difícil controle; já o tratamento anaeróbio tem uma elevada sensibilidade operacional, além de proporcionar uma eficiência menor que os tratamentos aeróbios.

Uma das soluções para o problema pode ser a adoção de um sistema de lodos ativados em batelada. Este sistema é indicado para casos de indústrias com fluxo pequeno ou quando não ocorre descarga durante uma porção apreciável do dia, e tem como vantagens: a flexibilidade operacional (pode-se escolher o horário de

desligamento de aeradores para diminuir o custo de energia), a economia de espaço (todas as operações – de reação e decantação - são realizadas em um único tanque), boa estratégia para indústrias com produção sazonal e descontínua durante o dia (não opera em todos os turnos), fornece um efluente de boa qualidade e um alto grau de eficiência de remoção de matéria orgânica.

Para o caso das indústrias alimentícias de modo geral, este sistema pode trazer muitas vantagens, já que há um grande número de indústrias de pequeno e médio portes, que têm uma produção relativamente pequena e que geralmente não teriam recursos para aplicar em unidades de tratamento caras e de difícil controle. O tratamento por lodos ativados em batelada seqüencial pode ser totalmente automatizado, facilitando grandemente a sua operação.

Embora a utilização dos reatores com operação intermitente (batelada) exista a tempo, foi somente a partir do início da década de 80 que essa tecnologia tornou-se mais difundida e aplicada ao tratamento de uma maior diversidade de efluentes. Isso se deve, parcialmente, ao melhor conhecimento do sistema, ao emprego de vertedores flutuantes mais confiáveis, ao desenvolvimento de uma instrumentação mais robusta e à utilização de controles com microprocessadores. Nos últimos anos, face à crescente preocupação quanto ao lançamento de nutrientes nos cursos d'água, os reatores em batelada têm sido modificados para se alcançar a nitrificação, a desnitrificação e a remoção biológica de fósforo (VON SPERLING, 1997).

No Brasil, a simplicidade conceitual dos sistemas em batelada encontra um grande potencial para a sua aplicação, e o aumento do número de estações de tratamento segundo este processo se afigura como promissor (KAMIYAMA e TSUTIYA, 1992).

O objetivo geral deste trabalho é verificar a aplicabilidade do sistema de lodos ativados em batelada para o tratamento de efluentes de indústria de refrigerantes e de abatedouro de aves. Estas indústrias se encaixam bem no perfil descrito por muitos autores de produção descontínua e sazonal, além de terem processos industriais relativamente baratos. Os objetivos específicos são comparar diferentes cargas orgânicas aplicadas em termos de eficiência de remoção de matéria orgânica, obter os coeficientes cinéticos do tratamento de cada indústria e verificar a ocorrência ou não de filamentação.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

De acordo com METCALF e EDDY (1991), desde 1900 os objetivos do tratamento das águas residuárias são a remoção de materiais flotáveis e sedimentáveis, o tratamento de material orgânico biodegradável e a eliminação de organismos patogênicos. De 1970 a 1980, a preocupação do tratamento de águas residuárias esteve voltada principalmente para a remoção de matéria orgânica tanto pela aparência como pelo meio ambiente, sendo reforçada ainda a atenção para a demanda bioquímica de oxigênio (DBO), a presença de sólidos suspensos e remoção de organismos patogênicos. Neste mesmo período a remoção de nutrientes, como nitrogênio e fósforo, também começou a ser discutida. As agências ambientais esforçaram-se para que o tratamento de águas residuárias fosse difundido e efetivo, a fim de melhorar a qualidade das águas superficiais e, em consequência, preservar o meio ambiente. Estes esforços resultaram, em parte, em um maior discernimento dos efeitos ambientais causados pelas descargas das águas residuárias e do conhecimento dos efeitos adversos causados pelo lançamento dos poluentes encontrados em águas residuárias. Desde 1980, devido ao desenvolvimento do conhecimento científico e à expansão de informações básicas sobre os efeitos adversos causados pelo despejo das águas residuárias, relatados como tóxicos e potencialmente tóxicos lançados ao meio ambiente, o tratamento destas águas foi direcionado aos temas de saúde. Os objetivos do tratamento destas águas na década de 1970 continuaram, mas a ênfase tem sido para a remoção de compostos tóxicos e traços de elementos, que causam efeitos à saúde, a longo prazo.

O objetivo do tratamento das águas residuárias está relacionado com a procedência e o local de lançamento das mesmas: se for proveniente de agricultura, o enfoque principal é a remoção de nutrientes; se proveniente de indústrias, é importante a remoção de compostos orgânicos e inorgânicos (PEREIRA, 1996).

### 2.1 CARACTERIZAÇÃO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

A água residuária é caracterizada em termos de sua composição física, química e biológica. Os tratamentos secundários para as águas residuárias estão relacionados com a remoção de compostos orgânicos biodegradáveis, sólidos suspensos e patógenos. Estes contaminantes trazem problemas ao meio ambiente, como é o caso dos sólidos

suspensos, que podem levar ao desenvolvimento de depósitos de lodo e condições anaeróbias quando a água residuária não tratada é descarregada no ambiente aquático. Já os compostos orgânicos biodegradáveis são compostos constituídos principalmente de proteínas, carboidratos e gorduras, e quantificados mais comumente em termos de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e Demanda Química de Oxigênio (DQO). Quando descarregados sem tratamento ao ambiente, a sua estabilização biológica pode levar à diminuição das fontes naturais de oxigênio e ao desenvolvimento de condições sépticas. Os patógenos presentes nas águas residuárias transmitem várias doenças. Se forem descarregados em quantidades excessivas no ambiente, os nutrientes podem propiciar o crescimento de vida aquática indesejável.

A característica física mais importante das águas residuárias é o seu conteúdo de sólidos totais, composto de matéria flotante, matéria sedimentável, matéria coloidal e matéria em solução. O conteúdo de sólidos totais é definido como toda a matéria que permanece como resíduo sob evaporação de 103 a 105° C. A matéria que tem uma pressão de vapor significativa a estas temperaturas é perdida durante a evaporação e não é definida como sólido. Os sólidos sedimentáveis são aqueles que sedimentam na base de um recipiente cônico (cone Imhoff) num período de 60 min, e são expressos em mL/L. Representam uma medida aproximada da quantidade de lodo que será removida por sedimentação primária.

Os sólidos totais podem ser classificados como não filtráveis (suspensos) e filtráveis, os quais deixam passar um volume conhecido de líquido por um filtro. A fração filtrável é formada de sólidos coloidais e dissolvidos. A fração coloidal consiste de matéria particulada com uma faixa de tamanho de 0,001 a 1  $\mu\text{m}$ . Os sólidos dissolvidos por sua vez consistem de moléculas orgânicas, inorgânicas e íons que estão presentes em solução na água. A fração coloidal não pode ser removida diretamente por sedimentação, requerendo uma oxidação biológica ou coagulação, seguidas de sedimentação.

Cada uma das categorias de sólidos pode ainda ser classificada com base na sua volatilidade na faixa de 550 $\pm$ 50° C. Nesta faixa de temperatura a fração orgânica se oxidará e será removida como gás, e a fração inorgânica permanecerá como cinza. Assim, os termos “sólidos suspensos voláteis” e “sólidos suspensos fixos” referem-se respectivamente ao conteúdo orgânico e inorgânico (mineral) de sólidos suspensos. A Figura 1 apresenta esta classificação dos sólidos presentes em águas residuárias.

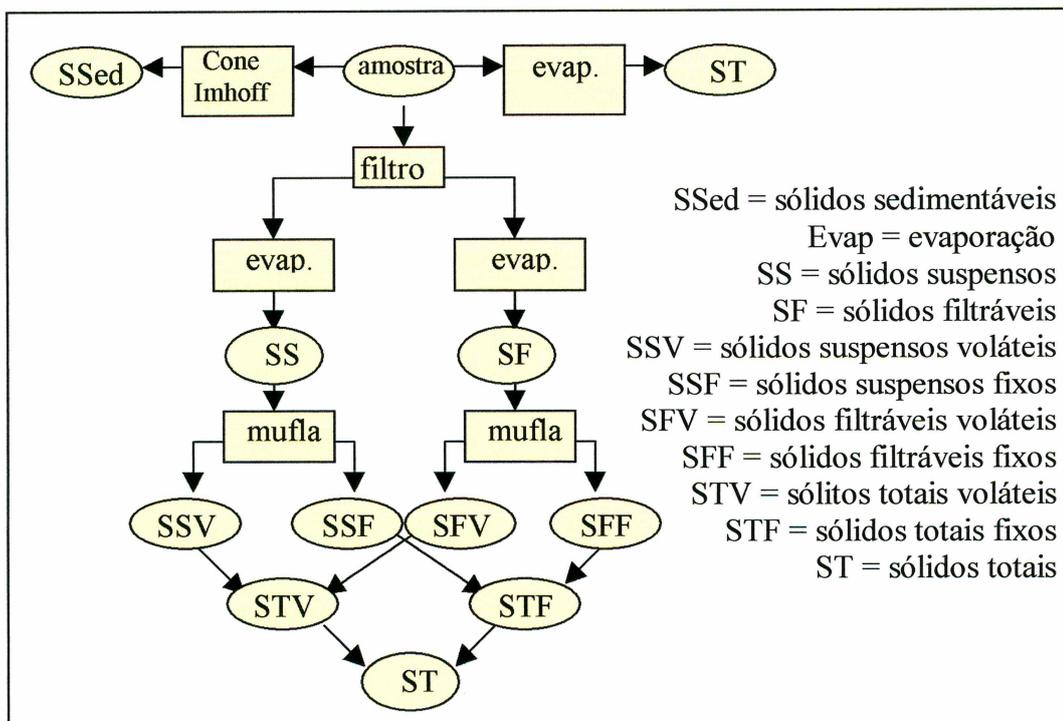


FIGURA 1: Interrelação de sólidos encontrados na água residuária.

Fonte: adaptado de METCALF e EDDY, 1991.

A matéria orgânica presente na água residuária é derivada dos reinos vegetal e animal e das atividades do homem relativas à síntese de compostos orgânicos. Os compostos orgânicos são normalmente combinações de carbono, hidrogênio e oxigênio, com nitrogênio em alguns casos. Os principais grupos de substâncias orgânicas encontrados nas águas residuárias são proteínas, carboidratos, óleos e graxas, surfactantes, poluentes prioritários e compostos orgânicos voláteis (VOCs). A matéria orgânica é medida principalmente pela DBO e pela DQO. A determinação da DBO envolve a medida do oxigênio dissolvido usado pelos microrganismos na oxidação biológica da matéria orgânica. Para determinar a DQO, mede-se o oxigênio equivalente à matéria orgânica que pode ser oxidada, usando um agente químico oxidante forte em meio ácido, geralmente dicromato de potássio. A DQO é maior que a DBO, porque mais compostos podem ser quimicamente oxidados do que biologicamente oxidados.

A relação DQO/DBO dá uma idéia da biodegradabilidade de um despejo: quanto mais próxima do valor 1, mais biodegradável é o despejo.

## 2.2 TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

O tratamento de esgotos sanitários objetiva a remoção de material orgânico, inorgânico e microrganismos patogênicos que se encontram dissolvidos e em suspensão na água, e utiliza processos de remoção físicos, químicos e biológicos.

Os processos físicos são:

- a) Gradeamento: é a remoção de sólidos relativamente grandes em suspensão ou flutuação, retidos por grades ou telas;
- b) Mistura: é a operação que visa conduzir os constituintes a um estado de uniformidade desejado, é assegurada nas câmaras de mistura rápida para conseguir uma coagulação homogênea;
- c) Floculação: é a aglomeração de material coloidal e em suspensão, após a coagulação por agitação leve, por meios mecânicos, químicos ou hidráulicos, no tratamento de água de abastecimento ou residuária. No tratamento biológico da água residuária, em que a coagulação não é usada, a aglomeração pode realizar-se biologicamente;
- d) Sedimentação: é o processo de deposição, pela ação da gravidade, de material suspenso, levado pela água, água residuária ou outros líquidos. É obtida, normalmente, pela redução da velocidade do líquido abaixo do ponto a partir do qual pode transportar o material suspenso. É também denominada de decantação ou clarificação (CARVALHO, 1981);
- e) Flotação: é a separação de sólidos de baixo peso específico pelo aumento do empuxo que eles sofrem, conseguido pela introdução de ar em forma de bolhas que aos sólidos se fixam, produzindo no conjunto um aumento de volume adequado para a sua ascensão;
- f) Filtração a vácuo: consiste na redução da água contida no lodo dos esgotos, para aumentar a proporção de sólidos, conseguindo-se uma massa úmida mais enriquecida e mais fácil de ser manipulada (LEME, 1984);
- g) Secagem do lodo: consiste na remoção da grande porcentagem de umidade do lodo por drenagem ou evaporação, ou por qualquer outro método.

Os processos químicos empregados são:

- h) Precipitação química: consiste na adição de produtos químicos aos esgotos para aumentar a eficiência de tratamento, com a remoção de componentes específicos contidos nos esgotos por sedimentação;
- i) Transferência de gases: consiste na adição de ar ou remoção de gases dos esgotos, para melhorar a eficiência dos processos aeróbios (LEME, 1984);
- j) Adsorção: é o processo pelo qual as moléculas de gases ou líquidos aderem ou reagem sobre uma camada extremamente fina da superfície de corpos sólidos porosos (CARVALHO, 1981);
- k) Desinfecção: consiste no extermínio de microrganismos em muitos casos patogênicos, por processos químicos ou físicos. A cloração é o método de desinfecção mais empregado nos processos de despejos;
- l) Combustão: consiste na incineração do lodo dos esgotos, para promover redução de peso e volume, produzindo um resíduo inerte e sem odor (LEME, 1984).

Os processos biológicos têm como objetivo principal a decomposição de materiais orgânicos através do metabolismo celular dos microrganismos, embora também coagulem ou removam sólidos coloidais não sedimentáveis. Estes processos baseiam-se na biodegradação pela ação dos microrganismos para promover a sua estabilização.

Os sistemas de depuração podem ser classificados de acordo com sua eficiência ou grau de tratamento em tratamento primário, secundário e terciário. O tratamento primário consiste na remoção de materiais sólidos grosseiros flutuantes e sedimentáveis. O tratamento secundário é direcionado à degradação biológica de compostos carbonáceos. Quando ocorre esta degradação, há uma decomposição de carboidratos, proteínas, óleos e graxas, a compostos mais simples e a gases, como  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{H}_2$ , dependendo do tipo do processo dominante. O tratamento terciário é geralmente direcionado à redução das concentrações de fósforo e nitrogênio, além de remoção de metais, fundamentado em processos biológicos e físico químicos que se realizam em duas fases subseqüentes denominadas nitrificação e desnitrificação. O tratamento produz lodo, que deve ser adensado, digerido, secado e disposto convenientemente e ainda se faz necessária a previsão de instalações para a desinfecção, pelo uso de ozônio ou luz ultravioleta (PEREIRA, 1996).

## 2.3 PROCESSOS BIOLÓGICOS

Os processos biológicos são usados para converter a matéria orgânica finamente dividida e dissolvida na água residuária em sólidos biológicos sedimentáveis e inorgânicos que podem ser removidos em tanques de sedimentação. Os objetivos são coagular e remover sólidos coloidais não sedimentáveis e estabilizar a matéria orgânica. A remoção de DBO carbonácea, a coagulação de sólidos coloidais não sedimentáveis, e a estabilização da matéria orgânica são realizados biologicamente usando uma variedade de microrganismos, principalmente bactérias. Os microrganismos são usados para converter a matéria orgânica carbonácea dissolvida e coloidal em vários gases e em tecido celular. Em muitos casos, estes processos (também chamados "processos secundários") são empregados em conjunto com os processos físicos e químicos que são usados para o tratamento preliminar e o primário de água residuária. A sedimentação primária é mais eficiente na remoção de sólidos sedimentáveis, enquanto que os processos biológicos são mais eficientes na remoção de substâncias orgânicas que estão tanto na faixa de tamanho coloidal quanto solúvel. Alguns, entretanto, dispensam a sedimentação primária (METCALF & EDDY, 1991).

## 2.4 LODOS ATIVADOS

No processo de lodos ativados um despejo é estabilizado biologicamente num reator em condições aeróbias. A estabilização é conseguida por uma cultura mista de microrganismos, uma vez providas as condições ambientais mínimas de fonte carbonácea, nutrientes, micronutrientes, e oxigênio dissolvido.

O sistema de lodos ativados é amplamente utilizado para o tratamento de despejos domésticos e industriais em casos que exigem uma elevada qualidade do efluente, em função da matéria orgânica presente no efluente, e reduzidos requisitos de área. Um sistema convencional de lodos ativados é constituído das seguintes etapas e pode ser visualizado na Figura 2:

- a) tanque de aeração (reator)
- b) tanque de decantação (decantador secundário)
- c) recirculação de lodo

No reator ocorrem as reações bioquímicas de remoção da matéria orgânica e, em determinadas condições, da matéria nitrogenada. A biomassa utiliza-se do substrato presente no esgoto bruto para desenvolver-se. No decantador secundário ocorre a sedimentação dos sólidos (microrganismos), permitindo que o efluente final saia clarificado. Os sólidos sedimentáveis na base do decantador secundário são recirculados para o reator, aumentando a concentração de biomassa do mesmo, proporcionando ao sistema uma elevada eficiência (VON SPERLING, 1997).

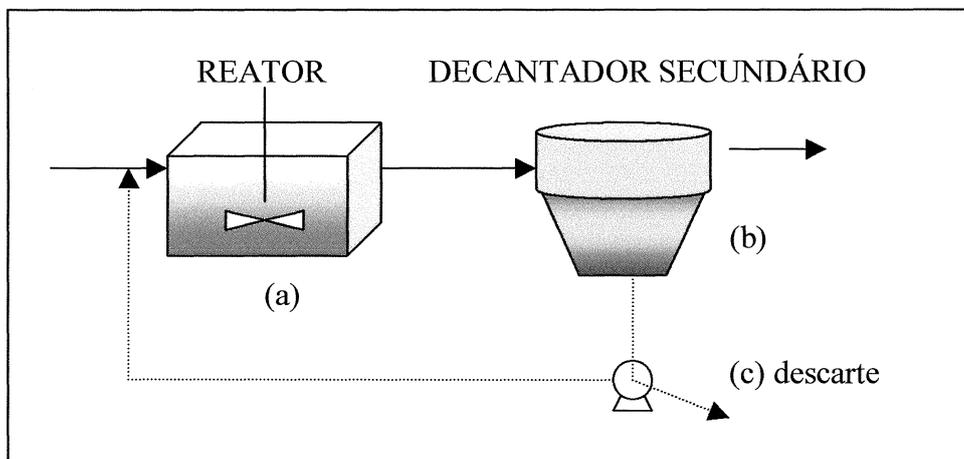


FIGURA 2 - Unidades da etapa biológica do sistema de lodos ativados

Fonte: adaptado de VON SPERLING, 1997

A aeração pode ser feita por ar difuso ou por agitação mecânica. O lodo ativado é constituído por flocos de microrganismos sendo que uma parte é retirada do sistema e processada, enquanto a outra parte é retornada ao tanque de aeração. A concentração de sólidos suspensos voláteis é uma função da desejada eficiência do tratamento e também de considerações da cinética do processo. De fundamental importância no processo de lodos ativados é a boa decantabilidade do lodo formado, uma vez que a qualidade final do efluente deve conter quantidades mínimas de sólidos suspensos.

A boa decantabilidade do lodo é uma função da qualidade da operação do processo. Para o projeto e operação do sistema de lodos ativados é imprescindível entender a importância dos microrganismos do sistema. As bactérias são as responsáveis pela decomposição da matéria orgânica do afluente, sendo portanto os microrganismos mais importantes do sistema.

A atividade metabólica de outros microrganismos também é importante no processo de lodos ativados. Por exemplo, os protozoários atuam como agentes de

polimento do efluente pela ingestão de bactérias dispersas que não flocularam e rotíferos que consomem flocos biológicos que não flocularam.

O aumento da idade do lodo (tempo de residência das células) melhora as condições de decantabilidade das floras. A razão disto é que à medida que a idade média das células aumenta a carga superficial reduz e o microrganismo começa a excretar polímeros extracelulares, produzindo, eventualmente, uma cápsula que o envolve. Estes polímeros e cápsulas promovem a formação de partículas de flocos que sedimentam facilmente. A idade de lodo deve ser em torno de 3 a 4 dias para o caso do despejo doméstico, para se conseguir uma boa decantabilidade (PAWLOWSKY, 1993).

O desempenho do reator de lodo ativado é função do pH, da concentração de oxigênio dissolvido, da temperatura, das características do efluente e do tempo atribuído a cada período do ciclo: enchimento, reação, sedimentação, drenagem.

Nos sistemas de lodo ativado, o tempo de retenção do líquido é baixo, implicando em que o volume do tanque de aeração seja bem reduzido. Para manter o equilíbrio do sistema, é feita a retirada do lodo biológico excedente diretamente do reator ou da linha de recirculação (VON SPERLING, 1997).

## 2.5 MICROBIOLOGIA DOS LODOS ATIVADOS

Embora o ambiente dos lodos ativados possa ser considerado como aquático, ele não é um “habitat” adequado para toda a microfauna aquática devido à constante agitação e recirculação do lodo. Nessas condições, os estudos do ambiente e da atividade da população no processo de lodos ativados são especialmente relacionados com os microrganismos que se desenvolvem no processo. Os numerosos estudos sobre as estruturas das espécies da microfauna confirmam que a análise dos organismos é um instrumento de diagnóstico que serve para integrar os parâmetros nos quais a avaliação da eficiência de uma planta são baseados. Algumas pesquisas sobre as modalidades de colonização e sucessão de população no lodo ativado revelaram os efeitos determinantes das condições ambientais durante a aeração. A presença de algumas espécies em particular, assim como a composição geral da microfauna, pode ser um indicador biológico da qualidade do efluente. Há alguns dados associando alterações nas condições de operação da planta com idade de lodo, nitrificação, relação alimento por microrganismos e oxigênio dissolvido. Muitos outros fatores podem influenciar a

distribuição da microfauna no líquido, como relações intra e interespecíficas entre organismos, a incidência sazonal e a composição do despejo alimentado. MADONI, DONATELLA e CHIERICI (1993) estudaram a composição quantitativa, a estrutura e a densidade da microfauna protozoária habitando o líquido do lodo ativado de muitos sistemas de tratamento durante diferentes períodos sazonais, quantificando a relação entre espécies de protozoários e a eficiência do sistema e parâmetros da operação. Eles concluíram que a microfauna reflete as condições ambientais do sistema.

Bactérias, fungos, protozoários e alguns micrometazoários, tais como vermes, são comumente encontrados nos lodos ativados, embora nem todos ocorram simultaneamente (ALÉM SOBRINHO, 1983).

### 2.5.1 Bactérias

As bactérias podem ser consideradas como a base do floco do lodo ativado, tanto estrutural como funcionalmente, e estão universalmente presentes no processo de lodos ativados. As bactérias ocorrem principalmente como bactérias saprófitas, isto é, elas obtêm nutrientes e energia para o seu crescimento pela progressiva estabilização e eventual mineralização dos compostos orgânicos dos despejos. Alguns gêneros, especialmente as bactérias nitrificadoras (as quais estão presentes apenas quando condições ambientais adequadas são verificadas no tanque de aeração) são autótrofas, quimiossintetizantes, sendo aptas a sintetizar seu próprio material celular, a partir do carbono inorgânico, pela utilização de energia obtida da oxidação de minerais (amônia para as *Nitrosomonas* e nitritos para as *Nitrobacter*). Uma vez que a comunidade do lodo ativado é especializada, a composição desta comunidade será dependente da qualidade do substrato e das condições ambientais do tanque de aeração. Embora a flora bacteriana do lodo ativado seja diversificada, para um sistema operando adequadamente, a comunidade é normalmente dominada por bastonetes gram-negativos (gêneros *Pseudomonas* e *Flavobacterium-Cytophaga*), os quais são referidos como formadores de flocos. A presença de bactérias filamentosas, que é necessária para a formação de um bom floco, quando em quantidades excessivas no lodo tem sido relacionadas com problemas de separação de lodo do líquido no decantador secundário.

### 2.5.2 Fungos

Os fungos não estão presentes em grandes quantidades nos sistemas de lodos ativados operados adequadamente. Estes microrganismos ocorrem especialmente em condições não usualmente verificadas no processo de lodos ativados, tais como baixo pH e despejo líquido deficiente em nitrogênio. Sob estas condições, os fungos podem dominar a comunidade e serem os maiores responsáveis pelo tratamento. Para a estabilização da matéria orgânica, os fungos são tão eficientes quanto as bactérias, mas a sua presença como organismos predominantes no lodo cria dificuldades na separação de lodo do líquido no decantador secundário (ALÉM SOBRINHO, 1983).

### 2.5.3 Protozoários

Depois das bactérias, os protozoários são os organismos mais numerosos no lodo ativado, quando se tem boas condições de operação do processo. O principal grupo de protozoários encontrados nos lodos ativados são ciliados. Eles normalmente representam 5% do peso seco dos sólidos em suspensão presentes no tanque de aeração. Os protozoários têm uma participação bem definida e útil no processo de lodos ativados. Na ausência de protozoários, um grande número de bactérias que não floculam e conseqüentemente não sedimentam, seguem com o efluente final do processo, porém o seu número decresce rapidamente quando uma população de protozoários é de importância secundária.

Em relação à qualidade do efluente final a identificação de certos tipos de protozoários pode fornecer informações de interesse. Em geral, a presença de protozoários flagelados e de rizópodes indicam que o efluente final não é de boa qualidade.

É importante salientar que a presença ou ausência de determinado protozoário no lodo por si só não tem grande significado. Conclusões sobre o bom ou mau funcionamento de sistemas de lodos ativados, baseadas na população de protozoários, só poderão ser obtidas se for levada em conta a variação da população dominante ao longo do tempo (ALÉM SOBRINHO, 1983).

#### 2.5.4 Metazoários

Somente os micrometazoários têm condições de se desenvolver num ambiente com turbulência, como o verificado no processo de lodos ativados. Os metazoários mais freqüentes nesse processo são os rotíferos, em particular os pertencentes aos gêneros *Philodina* e *Rotaria*, geralmente associados a lodos de sistemas com um bom nível de depuração. Já os vermes – nematóides – são encontrados mais raramente, sendo representante desse filo o gênero *Rhabditis*. Os vermes anelídeos, embora pouco freqüentes, pertencem em geral ao gênero *Aelosoma*.

A presença de rotíferos, associada ou não aos nematóides, é indicadora de boa eficiência do sistema de lodos ativados (ALÉM SOBRINHO, 1983).

#### 2.5.5 Necessidade de Nutrientes

Para realizar um tratamento biológico, é necessário conhecer as exigências nutritivas dos microrganismos e as condições físicas requeridas. As bactérias apresentam amplas variações no que se refere ao ambiente físico que favorece o seu crescimento. De acordo com METCALF e EDDY, as fontes mais comuns de carbono são a matéria orgânica e o dióxido de carbono.

Os organismos que usam carbono orgânico para a formação do tecido celular são chamados heterotróficos, e os que absorvem carbono celular do dióxido de carbono são chamados autotróficos. Os organismos autotróficos gastam mais energia para a síntese de seus tecidos celulares do que os heterotróficos, resultando numa velocidade de crescimento maior. Nos autotróficos, a energia necessária para sintetizar células pode ser abastecida por luz (fototróficos) ou por reações de oxidação química (quimiotróficos). Os organismos fototróficos e quimiotróficos podem ser também quimioheterotrófico (bactérias, fungos e protozoários) ou quimioautotróficos (bactérias nitrificantes) (METCALF & EDDY, 1991).

Alguns organismos heterotróficos se satisfazem apenas com glicose e substâncias nitrogenadas muito simples, enquanto outros exigem vários aminoácidos, gorduras e açúcares. Os heterotróficos possuem uma capacidade de síntese relativamente grande, sendo capazes de transformar a glicose em substâncias nitrogenadas, de baixa estrutura, em compostos altamente complexos.

A oxidação da matéria orgânica das águas residuárias depende da presença de microrganismos em grande quantidade, que devem reproduzir-se, sintetizando novos organismos às custas do material retirado do meio, através do processo de nutrição.

#### 2.5.6 Respiração de Organismos Heterotróficos

A transformação de matéria em energia ocorre através de uma reação, que é oposta à de fotossíntese e pode ser expressa como:



A obtenção de glicose é realizada por um dos três processos de nutrição: fotossíntese, quimiossíntese ou nutrição heterotrófica. No processo de fotossíntese e quimiossíntese, a glicose é sintetizada a partir de elementos minerais, como o gás carbônico do ar e da água, enquanto que no caso dos organismos heterotróficos há necessidade de existência de substâncias orgânicas no meio que serão transformadas, através do processo digestivo, em glicose, para ser distribuída às células ou a todas as partes do corpo onde se realiza a oxidação respiratória.

#### 2.5.7 Crescimento Biológico

Segundo METCALF e EDDY (1991), o controle efetivo da poluição ambiental pelo tratamento biológico tem como base os princípios fundamentais que controlam o crescimento dos microrganismos. O primeiro deles relaciona-se com os padrões de crescimento geral nas culturas puras: bactérias podem reproduzir-se por divisão binária, de modo sexual ou por brotamento. Geralmente elas se reproduzem por divisão binária, em que a célula original dá origem a duas novas células.

O outro princípio é relacionado ao crescimento em termos de número de células. A taxa de variação do número de bactérias em cultura por batelada pode ser observada na Figura 3.

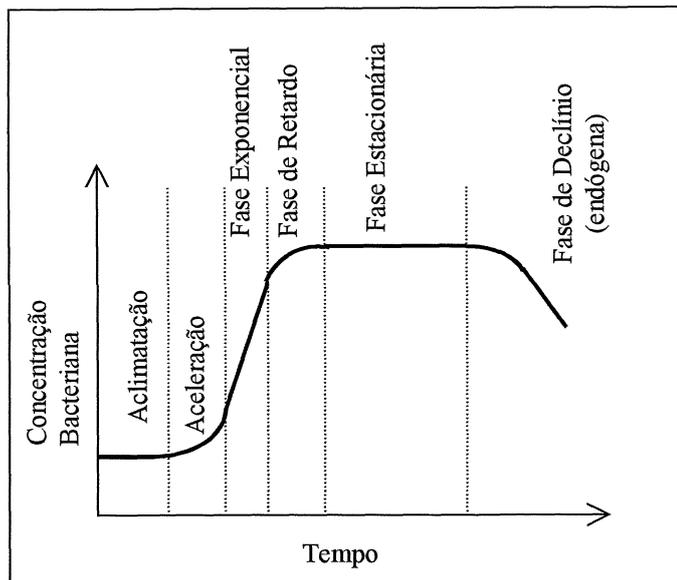


FIGURA 3: Fases de crescimento de microrganismos

Fonte: adaptado de METCALF e EDDY, 1991

Inicialmente, um número pequeno de organismos é inserido em um volume não variável de meio de cultura, e o número de organismos viáveis são registrados em função do tempo. A variação do número de células ocorre em 4 fases distintas:

- Fase Inicial: na presença do inóculo no meio de cultura, a fase inicial representa o tempo necessário para os organismos se adaptarem às novas condições ambientais e começarem a se dividir;
- Fase de Crescimento: durante este período, as células se dividem a uma porcentagem determinada pelos seus tempos de geração e suas habilidades para preservar alimento (taxa de crescimento percentual constante);
- Fase Estacionária: nesta fase, a população permanece estacionária, devido à escassez de substratos e nutrientes, a geração de novas células é compensada pela morte de células velhas;
- Fase de Declínio: a taxa de decréscimo das bactérias ultrapassa a de produção de novas células. A taxa de decréscimo é função das populações viáveis e das características ambientais. Em alguns casos, a fase de declínio dá-se de maneira semelhante à fase de crescimento.

## 2.6 FLOCULAÇÃO BIOLÓGICA

Os flocos de lodos ativados têm dois componentes: um componente biológico, consistindo de uma ampla variedade de bactérias, fungos, protozoários e alguns metazoários, e um componente não biológico, constituído de particulados orgânicos e inorgânicos. Estudos levaram à conclusão de que há dois níveis na estrutura do floco de lodos ativados: a microestrutura e a macroestrutura. A microestrutura é responsável pelos processos de adesão microbiana, agregação e biofloculação. É a base para formação do floco porque, sem a habilidade de um microrganismo unir-se a outro, grandes agregados de microrganismos como os que existem nos lodos ativados jamais se formariam. Existem polímeros microbianos extracelulares que formam como que um envelope em torno das células individuais ou grupos de células. Estes polímeros são vários tipos de polissacarídeos e fibras glicoprotéicas.

A macroestrutura dos flocos é provida por microrganismos filamentosos, que formam uma rede dentro do floco, sustentando as bactérias. Quando uma cultura de lodo ativado contém organismos filamentosos, grandes flocos se formam porque a rede de organismos filamentosos proporciona resistência do floco ao ambiente turbulento da aeração (JENKINS; RICHARD; DAIGGER, 1993).

A biomassa tem a propriedade de flocular, porque as bactérias possuem uma matriz gelatinosa que permite a aglutinação das bactérias e outros microrganismos, como protozoários. O floco possui maiores dimensões, o que facilita a sedimentação. A Figura 4 mostra a estrutura de um floco de lodo ativado.

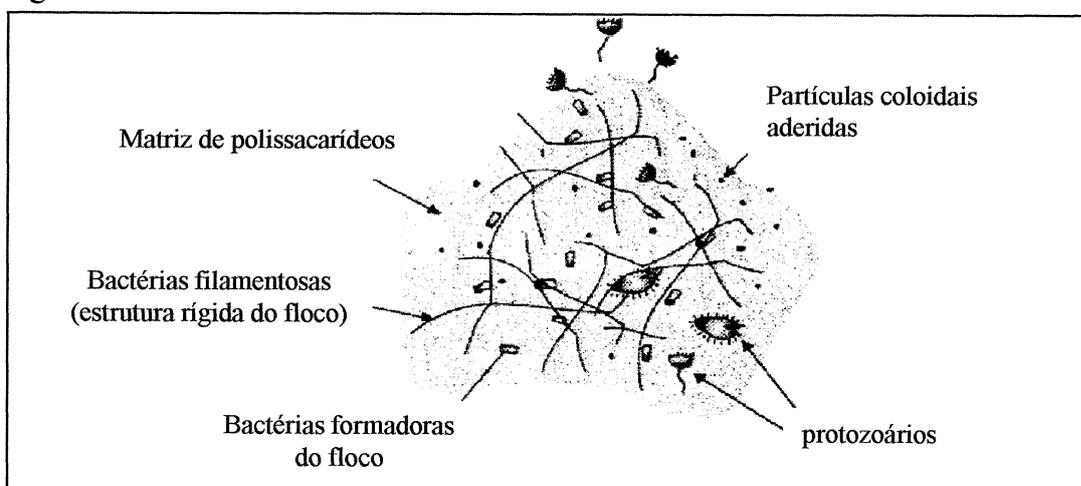


FIGURA 4 – Estrutura de um floco de lodo ativado

Fonte: VON SPERLING, 1997

A habilidade dos microrganismos de flocularem em tanque de aeração pode ser apresentada como função do nível de energia no sistema. As células são consideradas como colóides hidrofílicos carregados negativamente e a dispersão é devida às forças eletrostáticas repulsivas entre elas. A altos valores da relação alimento para microrganismos, a remoção de substrato orgânico se dá à máxima taxa possível, o mesmo ocorrendo com o crescimento dos microrganismos (fase do crescimento exponencial), e sob essas condições, o nível de energia é suficientemente alto para manter todos os microrganismos dispersos.

Quando a relação alimento para microrganismos se apresenta em níveis em que a taxa de crescimento dos microrganismos é limitada pela disponibilidade de alimentos (fase de crescimento à taxa decrescente), parte dos microrganismos começa a morrer e os flocos começam a ser formados. Se esses organismos são mantidos em constante agitação no tanque de aeração, eles colidem uns com os outros e o nível de energia de alguns organismos não é suficientemente alto para superar as forças de atração entre as células. Na fase endógena, as bactérias passam a metabolizar predominantemente as reservas de alimento de dentro de suas próprias células, com uma conseqüente queda do nível de energia. Quando o nível de energia cai, a taxa de formação de flocos cresce rapidamente (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Sólidos de boa sedimentabilidade são favorecidos pela fase endógena de crescimento normalmente associado com a baixa carga orgânica da aeração prolongada. Uma sedimentação pobre resultará em uma demarcação muito pequena entre os níveis de lodo e de água no final da fase de sedimentação, levando sólidos durante a drenagem do efluente (GORONZKY, 1979).

O sucesso da operação do sistema de lodos ativados depende da eficiente separação sólido-líquido no decantador secundário, com os principais objetivos a seguir: (a) produzir um efluente clarificado e (b) adensar o lodo no fundo do decantador a uma concentração satisfatória para a recirculação ao reator (VON SPERLING, 1997).

Características de sedimentação e compactação do lodo são requisitos primordiais para se operar com sucesso o processo de lodos ativados. Sendo que a qualidade dos efluentes é normalmente avaliada em termos de DBO, e como o lodo ativado apresenta elevada DBO devido ao seu consumo de oxigênio pela respiração, é impossível se produzir um efluente de boa qualidade, a menos que os sólidos em suspensão sejam eficientemente separados do efluente final. Se o parâmetro sólidos em suspensão é também um critério de qualidade do efluente final, um lodo com

características insatisfatórias de sedimentabilidade provavelmente não produzirá um efluente de qualidade. Uma pobre compactação do lodo resultará em uma baixa concentração do lodo de retorno, o que por sua vez será um fator limitante para a manutenção de níveis mais elevados de sólidos em suspensão no tanque de aeração. Os fatores que afetam a eficiência da remoção de substrato são a composição do despejo, a idade de lodo, o fator de carga aplicado ao lodo, o tempo de retenção hidráulica, a concentração do lodo, a temperatura, o nível de oxigênio dissolvido, a intensidade de agitação, o tipo de reator, o projeto e a operação do decantador secundário.

O parâmetro mais comumente utilizado para se verificar a capacidade de clarificação dos lodos ativados é o Índice Volumétrico de Lodo (IVL). O IVL é definido como o volume em mililitros ocupado por um grama de sólidos em suspensão (peso seco), deixando-se um litro da mistura líquido-sólido, coletada no tanque de aeração, sedimentar em um cilindro graduado, por um tempo de 30 min. Este índice fornece uma indicação da capacidade de separação de sólidos e do líquido (ALÉM SOBRINHO, 1983).

O IVL pode então ser obtido por:

$$\text{IVL} = \frac{H_{30} \cdot 10^6}{H_0 \cdot \text{SS}} \quad (1)$$

em que,

IVL = Índice Volumétrico de Lodo, mL/g;

$H_{30}$  = altura da interface sólido decantado/líquido, m;

$H_0$  = altura da interface sólido decantado/líquido no instante 0, m;

SS = concentração de sólidos em suspensão na amostra, mg/L.

A Tabela 1 apresenta uma interpretação aproximada do resultado do IVL.

TABELA 1 – Interpretação dos valores de IVL

Sedimentabilidade	Faixa de IVL (mL/g)
Ótima	0-50
Boa	50-100
Média	100-200
Ruim	200-300
Péssima	>300

Fonte: VON SPERLING, 1997

### 2.6.1 Problemas de Sedimentação dos Flocos

Um tipo de problema de sedimentação de lodos ativados inclui os casos nos quais parte do lodo sedimenta rapidamente, mas uma fração sedimenta lentamente, e ao final de um teste de 30 min, permanece suspensa no sobrenadante. Este tipo de problema está ligado à floculação biológica e pode ser relacionado ao crescimento disperso de microrganismos, à desfloculação ou à formação de flocos muito pequenos chamados “flocos pontuais”. Com o crescimento disperso, praticamente não existem flocos de lodo ativado, portanto não se distingue o lodo do sobrenadante. Com a desfloculação, parte do lodo sedimenta, mas o sobrenadante se torna extremamente turvo e contendo um grande número de células bacterianas. Os flocos pontuais são partículas distintas, bem pequenas, que permanecem suspensas no sobrenadante após a sedimentação do lodo.

Uma segunda categoria de problemas está relacionada à densidade do lodo e inclui aqueles fenômenos em que o lodo flutua, ao invés de sedimentar, ou sedimenta e depois ascende para a superfície do líquido. Lodos que ascendem freqüentemente sedimentam bem no início, mas se o lodo permanece sedimentado por períodos razoavelmente elevados (superior a uma hora), ele ascende lentamente para a superfície do líquido. Lodos ascendentes ocorrem quando se tem desnitrificação no decantador secundário. O gás nitrogênio produzido é acumulado em pequenas bolhas nos flocos de lodo, e causa uma redução de sua densidade. Outros casos em que se pode observar o lodo ascendente são aqueles causados pela produção anaeróbia de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , ou outros produtos gasosos de fermentação.

Uma terceira categoria de problemas é relativa a aspectos de compactação, quando o lodo sedimenta muito vagorosamente e compacta muito mal, deixando uma pequena parcela de sobrenadante límpido. Esses lodos são propriamente chamados de lodos intumescidos. Dois tipos de lodo intumescido são normalmente descritos: um lodo floculado e que sedimenta vagorosamente (intumescimento não filamentososo), e um lodo com organismos filamentosos predominando e que sedimentam a taxas extremamente baixas (intumescimento filamentososo). O primeiro é causado pela formação de flocos por partículas que contém quantidades excessivas de água de adsorção. Com auxílio de microscópio nota-se que as partículas de lodo são esparsas e difusas, com uma área superficial relativamente grande. Com o intumescimento filamentososo, as partículas de lodo parecem similares às de um lodo normal, exceto que os filamentos que se estendem

dos flocos são muito mais numerosos e mais longos. Em certos casos, o lodo pode ser quase que totalmente por filamentos, quando então se observa uma sedimentação muito lenta com o líquido sobre o lodo muito límpido (ALÉM SOBRINHO, 1983).

### 2.6.2 Intumescimento Filamentoso do Lodo

O crescimento de microrganismos filamentosos é o problema operacional mais comum no processo de lodos ativados. Uma proliferação de organismos filamentosos no líquido resulta em um lodo pobremente sedimentável, comumente denominado "lodo intumescido", causado por um desequilíbrio entre as populações componentes do floco de lodo ativado. De uma forma simplificada, o floco pode ser considerado como sendo composto de bactérias formadoras de flocos e de bactérias filamentosas. As bactérias formadoras de flocos possuem uma matriz gelatinosa, o que facilita a aglomeração de novos microrganismos, produzindo um floco de maiores dimensões, e, em decorrência, com uma maior velocidade de sedimentação. Já as bactérias filamentosas, de morfologia predominantemente alongada, quando em número adequado, são responsáveis pela estruturação do floco (VON SPERLING, 1997; METCALF & EDDY, 1991).

O balanço entre os organismos filamentosos e os formadores de flocos é delicado, e dele depende boa parte do sucesso operacional da estação de lodos ativados. Neste processos podem ocorrer:

- Equilíbrio entre os organismos filamentosos e formadores de flocos. Boa decantabilidade e adensabilidade do lodo.
- Predominância dos organismos formadores de floco. Há insuficiente rigidez no floco, gerando um floco pequeno e fraco, com má decantabilidade. Tal condição é denominada como crescimento pulverizado ("pin-point flocc").
- Predominância dos organismos filamentosos. Os filamentos se projetam para fora do floco, impedindo a aderência de outros flocos. Assim, após a sedimentação, os flocos ocupam um volume excessivo (traduzido por um alto valor do Índice Volumétrico do Lodo - IVL), o que causa uma elevação do nível da manta de lodo no decantador secundário. Esta elevação pode chegar a um ponto tal que gere a perda de sólidos, causando a deterioração da qualidade do efluente final. Tal condição é denominada intumescimento do lodo.

A detecção da ocorrência de lodo intumescido se dá pela verificação de alguns fatores: massa nebulosa no decantador secundário, elevado valor de IVL, baixa concentração de SS no lodo de retorno, manta de lodo em elevação, sobrenadante claro, bactérias filamentosas presentes no exame microscópico.

São várias as possíveis causas do intumescimento do lodo, todas elas associadas às condições ambientais a que as bactérias se encontram submetidas. Entre elas, podem-se citar: baixas concentrações de oxigênio dissolvido (OD) no reator, baixa relação F/M, esgoto afluyente séptico, baixa carga de floco na entrada do reator, deficiência de nutrientes, baixo pH (inferior a 6,5) e presença de grandes quantidades de carboidratos rapidamente degradáveis (VON SPERLING, 1997).

Estudos concluíram que os lodos desenvolvidos em compostos orgânicos estruturalmente similares têm aparência morfológica similar e produzem modificações bioquímicas similares, enquanto aqueles desenvolvidos com o uso de compostos orgânicos estruturalmente diferentes apresentaram-se morfológicamente diferentes. Pentose, xilose e arabinose produzem flocos densos similares, enquanto que hexose, glucose e frutose produzem flocos dominados por tipos filamentosos longos, produzindo lodo intumescido.

O desenvolvimento de organismos filamentosos é favorecido por efluentes industriais provenientes de fabricação de açúcar de beterraba, de papel, de rayon, de branqueamento de indústrias têxteis, de subprodutos da produção do coque metalúrgico, de despejos de laticínios, de despejos líquidos contendo sulfetos e de indústrias de cola e de farinha.

Existem indicações bastante fortes de que compostos orgânicos solúveis simples, que são prontamente metabolizados pela maioria dos microrganismos, favorecem o crescimento de bactérias filamentosas, enquanto compostos complexos não solúveis, que necessitam ser hidrolisados antes de serem metabolizados pela maioria dos microrganismos, favorecem o crescimento de organismos que formam lodos com boas características de sedimentabilidade (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Um fato totalmente aceito pelos pesquisadores é que águas residuárias contendo grandes quantidades de carboidratos favorece o crescimento excessivo de microrganismos filamentosos produzindo um lodo ativado altamente intumescido. Outro fato importante é que o intumescimento filamentoso pode ser observado pela utilização de qualquer substrato orgânico, quando se opera o sistema com alta relação alimento para microrganismos, ou baixa idade de lodo.

Quantidades insuficientes de nitrogênio e fósforo têm sido apresentadas como uma das causas do intumescimento filamentoso. A relação aproximada DBO:N:P::100:5:1 é normalmente apresentada como a mínima desejada para o desenvolvimento de um lodo ativado adequado. Uma vez que os fungos requerem menos nitrogênio por unidade de massa de protoplasma do que as bactérias, um despejo deficiente em nitrogênio favorecerá o crescimento de fungos, particularmente a baixos valores de pH ( $\text{pH} < 5$ ). Nestes casos fungos poderão se tornar os microrganismos predominantes no sistema de lodos ativados.

O pH, no tanque de aeração, tem grande influência no tipo de microrganismos que irá crescer no lodo ativado. Os flocos considerados desejáveis ao processo de lodos ativados são observados apenas na faixa de variação do pH de 6 a 9. O pH no tanque de aeração é altamente dependente da composição do líquido afluente ao tratamento (ALÉM SOBRINHO, 1983).

O sistema de mistura completa em único estágio em particular tende a promover o crescimento de organismos filamentosos devido aos baixos níveis de substrato uniformemente presente no reator (METCALF & EDDY, 1991).

IRVINE e seus colaboradores (1983) utilizaram um período anóxico durante o enchimento, o que ajudou a controlar o impacto dos organismos filamentosos na sedimentabilidade do lodo.

CHUDOBA, citado por DENNIS e IRVINE (1979) concluiu que o crescimento de organismos filamentosos e o intumescimento eram suprimidos quando existia um gradiente de concentração no reator. Foi descoberto que a alimentação intermitente ou descontínua em um valo de oxidação ajudava a aliviar o intumescimento por causa da alta concentração de substrato no valo durante o processo de enchimento.

TATE e ECKENFELDER (1986) relatam que a alimentação em batelada no reator proporcionava excelentes características de sedimentabilidade do lodo. Segundo os autores, o processo de bioissorção prevalece quando existe uma grande força motriz orgânica. Isto favorece seletivamente o crescimento de bactérias floculadas em oposição aos organismos filamentosos. Bioissorção é o mecanismo pelo qual o substrato orgânico é sorvido pela bactéria e então degradado com o tempo.

Até há pouco tempo, o controle deste fenômeno era feito apenas operacionalmente, como manipulação da vazão de recirculação de lodo, fornecimento da quantidade necessária de oxigênio, adição de produtos químicos e cloração. No entanto, os recentes avanços no conhecimento da dinâmica das populações microbianas

no reator têm permitido incorporar, já na etapa de projeto, a prevenção da ocorrência do intumescimento. A essência deste mecanismo reside na criação de condições ambientais favoráveis à predominância das bactérias formadoras de floco sobre as bactérias filamentosas. Procede-se, assim, a uma seleção dos microrganismos mais desejáveis no reator, através da incorporação de reatores especiais, denominados seletores, no projeto do reator biológico (VON SPERLING, 1997).

O termo “seletor” é utilizado para descrever uma modificação do processo de lodos ativados, realizada mediante a introdução de pequenas zonas nos tanques de aeração onde se processa a mistura de lodo recirculado dos decantadores e o efluente bruto. Quando condições anóxicas ou anaeróbias são impostas à câmara seletora, o mecanismo cinético (habilidade relativa dos microrganismos para rápida remoção e armazenamento de substrato) é suplementado pelo processo de seleção metabólico, que consiste na habilidade relativa dos microrganismos para desnitrificar ou armazenar polifosfatos. O seletor tem a característica principal de selecionar uma população microbiana não filamentosa, capaz de favorecer as condições de sedimentação do lodo formado (SAMPAIO; VILELA, 1993; JORDÃO; SANTOS; CONCEIÇÃO et al., 1997).

## 2.7 CRITÉRIOS DE PROJETO DE LODOS ATIVADOS

Os critérios de projeto a serem adotados do projeto de lodos ativados podem ser estabelecidos de várias formas, sendo as principais:

- utilização de parâmetros cinéticos completos determinados experimentalmente com o mesmo tipo de despejo a ser tratado na unidade a projetar.
- utilização de parâmetros cinéticos parciais determinados experimentalmente, conjugados com dados práticos de outra unidade similar ou de literatura.
- utilização de dados práticos em unidades similares.
- utilização de dados de literatura.

Sempre que possível é recomendado um estudo em unidade piloto para verificar a degradabilidade e determinar os parâmetros cinéticos completos ou, ao menos, parciais envolvidos no projeto. Muitas vezes o processo de um tratamento de um

determinado despejo está bem documentado na literatura, mas mesmo assim é recomendável um estudo parcial de laboratório para comprovar certas etapas do projeto (PAWLOWSKY, 1993).

No projeto de lodos ativados as considerações a serem feitas são:

- Critério de carga
- Seleção do tipo de reator
- Produção de lodo
- Consumo e transferência de oxigênio
- Necessidade de nutrientes
- Exigências ambientais
- Separação sólido-líquido
- Características do efluente
- Controle de microrganismos filamentosos

A seleção do tipo de reator biológico ou reatores biológicos depende de uma série de fatores: cinética de reação do processo de tratamento, exigência de transferência de oxigênio, natureza e quantidade do despejo a ser tratado, condições ambientais, custo de construção, operação e manutenção.

Quanto ao critério de carga, os dois parâmetros mais comumente usados são (1) a relação alimento-microrganismo (F/M) e (2) o tempo de residência celular.

É importante saber a quantidade de lodo produzido por dia porque isto afetará o projeto de manuseio do lodo e as facilidades de disposição necessárias para o excesso de lodo (descarte). A quantidade de lodo que é produzida (e que deve ser descartada para não sobrecarregar o sistema) em base diária pode ser estimada por equações. A quantidade de líquido removido dependerá do volume do tanque de reação.

### 2.7.1 Carga Orgânica

A carga orgânica, ou relação alimento por microrganismos (F/M) é o principal critério de dimensionamento de sistemas de lodos ativados. A relação baseia-se no conceito de que a quantidade de alimento ou substrato disponível por unidade de massa dos microrganismos é relacionada com a eficiência do sistema. Pode-se entender que quanto maior a carga de DBO fornecida a um valor unitário de biomassa (elevada

relação F/M), menor será a eficiência na assimilação deste substrato mas, por outro lado, menor será também o volume requerido para o reator. Inversamente, quanto menos DBO for fornecida às bactérias (baixa relação F/M), maior será a avidéz por alimento, implicando numa maior eficiência na remoção de DBO, conjuntamente com o requisito de um maior volume para o reator. Na situação em que a quantidade de alimento fornecida é bem baixa, passa a prevalecer o mecanismos de respiração endógena, característico de sistemas de aeração prolongada.

A relação F/M pode ser expressa como:

$$\frac{F}{M} = \frac{Q \cdot S_o}{V \cdot X_v} \quad (2)$$

em que,

F/M = carga orgânica, gDBO fornecidos por dia/ g SSV;

Q = vazão afluente, m<sup>3</sup>/d;

V = volume do reator, m<sup>3</sup>;

S<sub>o</sub> = concentração de DBO afluente, g/m<sup>3</sup>;

X<sub>v</sub> = concentração de sólidos em suspensão voláteis, g/m<sup>3</sup>.

A relação F/M geralmente assume os seguintes valores:

- Lodos ativados convencional: F/M = 0,3 a 0,8 gDBO/gSSV.d
- Aeração prolongada: F/M = 0,08 a 0,15 gDBO/gSSV.d

### 2.7.2 Idade de Lodo

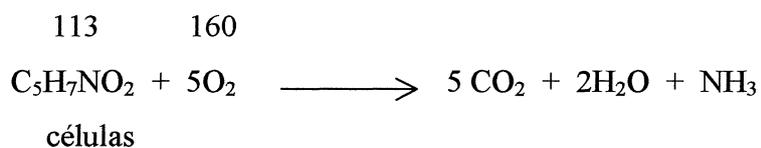
A idade de lodo (t<sub>c</sub>) é o tempo de retenção dos sólidos no reator. É definida como a relação entre a massa de sólidos no sistema e a massa de sólidos retirada do sistema por unidade de tempo (descarte).

Alguns valores típicos para a idade de lodo são:

- Lodos ativados convencional: t<sub>c</sub> = 4 a 10 d
- Aeração prolongada: t<sub>c</sub> = 18 a 30 d (VON SPERLING, 1997)

### 2.7.3 Quantidade de Oxigênio

A quantidade teórica de oxigênio necessária pode ser calculada sabendo-se a DBO do despejo e a quantidade de lodo retirada do sistema por dia. Caso toda a DBO fosse convertida em produtos finais a demanda de oxigênio total seria computada pela conversão de  $DBO_5$  em  $DBO_L$  (1º estágio), usando um fator de conversão. É sabido que uma porção do despejo é transformada em células novas que são posteriormente retiradas do sistema: e, conseqüência, a quantidade de oxigênio é igual à quantidade total de  $DBO_5$  menos a  $DBO_L$  das células retiradas do sistema. A  $DBO_L$  de um mol de células pode ser assim avaliado: (PAWLOWSKY, 1993)



$$\frac{\text{kg } O_2}{\text{kg células}} = \frac{160}{113} = 1,42 \quad (\text{fator de conversão})$$

## 2.8 REATOR EM BATELADA SEQUENCIAL

O precursor dos processos de lodos ativados contínuo foi um sistema enche-esvazia operado como um sistema em batelada. ARDERN e LOCKETT em 1914 estavam entre os primeiros a demonstrar os benefícios de reter organismos adaptados ao substrato para um tratamento eficaz. Eles mostraram que o período de aeração para atingir a nitrificação, por exemplo, poderia ser reduzido de 5 semanas para 9 h. Os lodos ativados com operação intermitente também são conhecidos como LAB (Lodos Ativados em Batelada) ou SBR (“Sequencing Batch Reactor”) (IRVINE; KETCHUM; BREYFOGLE et al., 1983).

Para limitar o efeito dos choques de carga (vazão e característica do resíduo) em sistemas contínuos, algumas plantas de tratamento de efluentes instalaram equalizadores. Entretanto, sistemas de equalização não podem efetivamente absorver grandes variações de carga choque se eles são projetados apenas para equalização

hidráulica. Muitas vezes pode-se eliminar as dificuldades associadas a cargas choques projetando excesso de capacidade do sistema, o que acarreta aumento de custo. Outra alternativa é o uso de um sistema de reatores biológicos semi-batelada.

Os processos em batelada e semi-batelada oferecem alguns dos mais interessantes e desafiadores problemas em controle e projeto de reatores por sua inerente natureza dinâmica. Estes problemas levaram ao uso de sistemas contínuos quando grandes vazões ou matérias-primas baratas estavam presentes. Há uma vantagem cinética intrínseca do sistema em batelada em relação ao contínuo, além de os sistemas em batelada não serem projetados sob condições estacionárias (DENNIS; IRVINE, 1979).

O sistema de lodos ativados em batelada sucede-se no tempo, enquanto que no sistema contínuo a sucessão é no espaço. A aplicação de sistemas LAB pode ser feita em pequenas comunidades (ou grandes comunidades com tratamento setorial) que requerem facilidades de tratamento com baixos custos de investimento e de operação, ou em indústrias que têm aplicações específicas como remoção de poluentes, nitrogênio, fósforo e componentes específicos (IRVINE; BUSH, 1979; PIRES; FIGUEIREDO, 1998).

O princípio do processo de lodos ativados com operação intermitente consiste na incorporação de todas as unidades de processos e operações normalmente associadas ao tratamento convencional de lodos ativados, quais sejam, decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária, em um único tanque. Utilizando um tanque único, esses processos e operações passam a ser simplesmente seqüências no tempo, e não unidades separadas como ocorre nos processos convencionais de fluxo contínuo. O processo de lodos ativados com fluxo intermitente pode ser utilizado também na modalidade de aeração prolongada, quando o tanque único passa a incorporar a unidade de digestão de lodo (VON SPERLING, 1997).

Há cinco períodos operacionais discretos durante um ciclo para cada tanque em batelada. Eles são denominados enchimento, reação, sedimentação, drenagem e repouso. O primeiro período é o de enchimento do tanque, entretanto, este já contém uma população de organismos ativa e em crescimento. Como resultado, a principal parte do tratamento pode ser completada antes do final do enchimento a menos que uma medida seja tomada para retardar a reação (por exemplo, eliminação da aeração). Se a vazão da indústria é muito pequena ou não ocorrem descargas durante uma parte

apreciável do dia, pode-se utilizar um tanque único (IRVINE; MILLER; BHAMRAH et al., 1979).

Assim, no mesmo tanque ocorrem, em fases diferentes, as etapas de reação (aeradores ligados) e sedimentação (aeradores desligados). Quando os aeradores estão desligados, os sólidos sedimentam, ocasião em que se retira o efluente (sobrenadante). Ao se desligar os aeradores, os sólidos sedimentados retornam à massa líquida, o que dispensa as elevatórias de recirculação. O processo consiste de um reator de mistura completa onde ocorrem todas as etapas do tratamento, pelo estabelecimento de ciclos de operação com durações definidas. A massa biológica permanece no reator durante todos os ciclos, eliminando a necessidade de decantadores separados e das elevatórias de recirculação de lodo. Os ciclos normais de tratamento são ilustrados na Figura 5. (VON SPERLING, 1997)

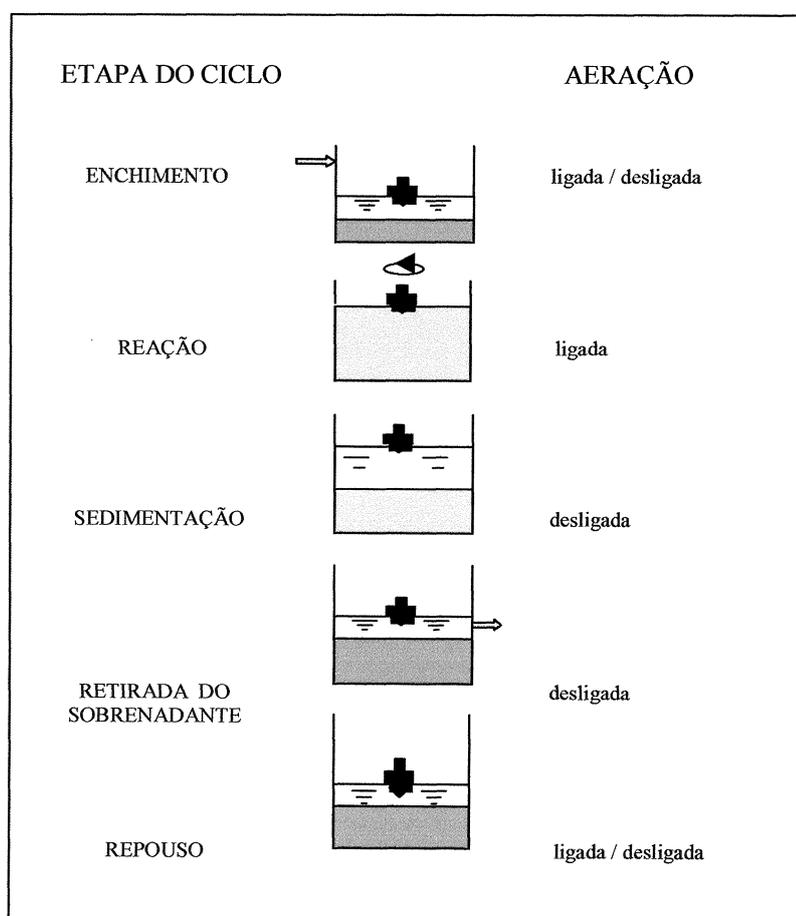


FIGURA 5 - Ciclos do processo de operação intermitente.

Fonte: VON SPERLING, 1997

O período de reação é o tempo durante o qual o tanque não recebe fluxo. Suprimento de ar e/ou agitação mecânica pode ser ajustado para completar as reações desejáveis. O período de reação provê a flexibilidade necessária para assegurar que as reações sejam completadas (IRVINE; MILLER; BHAMRAH et al., 1979).

Após a reação, a agitação e a aeração são paradas e os organismos sedimentam deixando a água tratada clarificada por cima (sobrenadante). Deve-se cuidar para que não se prolongue demais o período de sedimentação porque o lodo sedimentado pode começar a flutuar na superfície. Depois da separação dos sólidos, o líquido clarificado é descarregado. Este é o período de drenagem. O sistema permanece então em repouso enquanto aguarda o retorno da água residuária. Agitação e aeração podem ser providas durante o período de repouso, se desejado. Sólidos podem ser descartados durante o período de repouso. A frequência de descarte de sólidos é determinada pelo aumento líquido de sólidos no sistema a cada dia e a capacidade do equipamento de agitação e aeração (IRVINE; MILLER; BHAMRAH et al., 1979; IRVINE; BUSH, 1979; PIRES; FIGUEIREDO, 1998).

A duração total de cada ciclo completo é o tempo total entre o começo do enchimento e o fim do repouso num sistema de tanque único, e entre o começo do enchimento no primeiro reator e o fim do repouso do último reator em sistema de tanques múltiplos. Esta duração pode ser alterada em função das variações da vazão afluyente, das necessidades do tratamento e das características do esgoto e da biomassa no sistema (IRVINE; BUSH, 1979; VON SPERLING, 1997).

Dois ou mais reatores seriam requeridos para acomodar um fluxo contínuo de efluentes. O sistema de tanque único é aplicável para situações de fluxo não contínuo, como ocorre em indústrias de processamento de alimentos ou em pequenas comunidades rurais. O fluxo e as variações de carga e o grau de tratamento requerido ditarão o controle necessário para o sistema de múltiplos tanques (DENNIS, IRVINE, 1979; IRVINE; BUSH, 1979).

Normalmente a estação tem dois ou mais reatores de batelada operando em paralelo, cada um em diferentes etapas do ciclo operacional. Em sistemas que recebem vazão ao longo de todas as horas do dia, como no caso de esgotos domésticos, esta necessidade é imperiosa, já que um reator em sedimentação, por exemplo, não recebe afluyente. Neste momento, o afluyente está sendo direcionado para outro reator, o qual se encontra em processo de enchimento. Em estações que recebem despejos de forma intermitente, como indústrias que trabalham só 8 h, pode haver apenas um reator, que

trabalha em enchimento por 8 h, e desempenha as outras etapas do ciclo nas 16 horas subsequentes (VON SPERLING, 1997).

O número de reatores em paralelo é determinado principalmente pelas taxas de fluxo influente do projeto. O custo de capital para um sistema LAB de tanque único é mais baixo, porque menos componentes são requeridos e o sistema de controle é simples. Sistemas SBR de tanque único são possíveis quando a estocagem de influente é feita antes de entrar no tratamento, quando não ocorre fluxo influente por um período de tempo suficiente para completar a sedimentação e o esvaziamento (por exemplo, influentes industriais sem operação durante a noite e operação de um ciclo por dia), ou se a entrada de influente é possível durante a sedimentação e o esvaziamento (por exemplo, um sistema rural projetado com um ciclo por dia de operação, grande capacidade hidráulica, e baixas taxas de fluxo durante a noite que permitem introduzir o influente sob o lodo sedimentado onde os orgânicos são capturados e é improvável atingir o efluente durante o esvaziamento) (KETCHUM, 1997).

Para haver um bom funcionamento da unidade deve-se ter dois ou mais reatores de batelada operando em paralelo, cada um em diferentes etapas do ciclo operacional, principalmente em sistemas que recebem vazão ao longo de todas as horas do dia. Em um sistema de tanque único o ciclo de funcionamento é considerado a partir do início do período de enchimento até o final do período de repouso. Já no caso de sistemas de múltiplos tanques, a consideração passa a ser do início do período de enchimento do primeiro reator até o final do período de repouso do último reator da seqüência (VON SPERLING, 1997).

Segundo DENNIS e IRVINE (1979), o sucesso ou falha de um reator em batelada dependerá do desenvolvimento de uma população bacteriana que sedimente bem e deixe um sobrenadante limpo.

### 2.8.1 Enchimento e Reação

Os períodos de enchimento e reação são de grande importância na remoção de matéria orgânica. Para um mesmo período de enchimento a eficiência de remoção cresce com o aumento do período de reação (DORNELLAS; FIGUEIREDO, 1993).

DENNIS e IRVINE (1979) estudaram a relação enchimento-reação em reatores biológicos de lodos ativados em batelada, tratando um efluente sintético (caldo de soja

triticase). A carga orgânica e a idade de lodo foram as mesmas, alterando os tempos de reação e enchimento, com um ciclo de 8 h. Seis horas eram destinadas ao enchimento e reação; uma hora para a sedimentação e mais uma hora para a drenagem e o repouso. As relações usadas foram três: 2 h para enchimento e 4 h para reação; 4 h enchimento e 2 h para reação; e 5 h para enchimento e 1 h para reação. As conclusões foram as de que houve excelente remoção de substrato solúvel, que o projeto desses sistemas dependem do desenvolvimento dos microrganismos com características de sedimentabilidade satisfatórias, que as características de sedimentação dos microrganismos dependem da relação enchimento:reação, e que o reator semi-batelada adequadamente projetado produz efluente com melhor qualidade que um reator completamente misturado.

Em 1998, PIRES e FIGUEIREDO analisaram o efeito do tempo de enchimento no desempenho de reator tipo batelada. Foi tratado um substrato sintético, com ciclos de 4 e 7 h com aeração completa ou ausência de reação durante os períodos de enchimento. O tempo de enchimento variou de 0 a 3 h, com 2 h de reação. Concluiu-se que a eficiência é dependente do tempo de enchimento, e para tempos superiores a 90 min a eficiência torna-se estável. A melhor eficiência de remoção de DBO foi de 94%, com aeração completa.

O enchimento consiste na adição de influente e pode ser estático, agitado ou aerado, dependendo dos objetivos do tratamento. O enchimento estático resulta em uma entrada mínima de energia e uma alta concentração de substrato no fim do enchimento. O enchimento agitado resulta em desnitrificação, se nitratos estão presentes, uma subsequente redução da demanda de oxigênio e da entrada de energia, e as condições anóxicas ou anaeróbias requeridas para remoção biológica de fósforo. O enchimento aerado resulta no início de reações aeróbias, uma redução do tempo do ciclo, e mantém as concentrações de substrato baixas, que podem ser importantes se existem constituintes biodegradáveis que são tóxicos a altas concentrações.

Se não ocorrerem reações biológicas durante o enchimento estático (perfeita separação do substrato influente e da biomassa), a concentração de substrato no LAB atingirá um máximo no final do enchimento estático. Esta máxima concentração atingida igualará a massa total de substrato adicionada durante o enchimento estático mais qualquer remanescente do final do repouso dividido pelo volume total no LAB no final do enchimento estático (VON SPERLING, 1997).

Durante o enchimento estático, a concentração de substrato bruto aumenta, porque há um contato mínimo entre a biomassa sedimentada e o substrato influente. No

início do enchimento agitado, o oxigênio está presente do ciclo prévio, da transferência de oxigênio com a superfície, e da água residuária influente. O nitrogênio oxidado está também presente do ciclo anterior e da água residuária influente. Durante o breve período de enchimento agitado, o oxigênio é rapidamente consumido pelos heterótrofos em alta concentração de substrato. Condições anóxicas prevalecem, os organismos acumuladores de fósforo competem com organismos desnitrificantes por substrato até que o nitrogênio oxidado é eliminado. As condições anaeróbias que existem favorecem os organismos que realizam a fermentação para obter os produtos industriais que usam o substrato bruto que entra para produzir co-produtos biodegradáveis como o ácido acético. Ao mesmo tempo, os organismos acumuladores de fósforo liberam os polifosfatos armazenados para prover a energia necessária para acumular estes co-produtos como gorduras intercelulares de alto peso molecular. Este fósforo liberado permanece em solução. Quando a aeração começa durante a reação aerada (e, em algumas situações, no final do enchimento), as condições aeróbias permitem que os organismos acumuladores de fósforo utilizem as gorduras intercelulares para o crescimento. Durante o crescimento aeróbio, os organismos acumuladores de fósforo usam as gorduras intercelulares armazenadas para prover a energia necessária para retirar o fósforo extracelular e estocá-lo como polifosfato intracelular. O fósforo solúvel é removido da solução e os organismos acumuladores de fósforo estão preparados para consumir e estocar co-produtos durante o próximo período de condições anaeróbicas durante o enchimento agitado (KETCHUM, 1997).

O oxigênio e o nitrato estão presentes no LAB no início do enchimento agitado e concentrações negligenciáveis no influente (uma situação comum). Se essa condição de enchimento fosse adotada, a reação biológica aeróbia ocorreria durante o período inicial de enchimento agitado, resultando numa redução de oxigênio dissolvido e substrato (a taxa de aumento da concentração de substrato é menor no início sob condições aeróbias, porque uma parte do substrato influente está sendo removido por reações biológicas aeróbias, do que no final quando o oxigênio não está presente). Quando o oxigênio não está disponível, o nitrato servirá como o acceptor de elétrons e reações biológicas anóxicas degradarão o substrato. Finalmente, fermentação ou reações biológicas anaeróbias começam uma vez que oxigênio e nitrato, os aceptores de elétrons, estão eliminados.

O enchimento aerado é conseguido provendo aeração durante o enchimento. A taxa de degradação do substrato é limitada pela taxa de reação biológica que é uma

função das concentrações de substrato e de biomassa quando a concentração de oxigênio dissolvido está próxima de um mínimo de concentração, ou uma função da taxa na qual o oxigênio é suprido na aeração. No primeiro caso, o tamanho do reator LAB é menor, mas o sistema de aeração é maior e a entrada de energia também é maior. No segundo caso, um reator maior é requerido, mas o sistema de aeração é menor e entra menos energia. Quando as reações biológicas são limitadas pela taxa de aeração, as concentrações de oxigênio dissolvido são próximas a zero. Isto resulta em um benefício adicional de maior eficiência na transferência de oxigênio (VON SPERLING, 1997).

Uma reação agitada resulta em desnitrificação, se orgânicos e nitratos estão presentes, em redução da demanda de oxigênio, e condições anóxicas e anaeróbias requeridas para remoção biológica de fósforo. Uma reação aerada resulta em conclusão de reações aeróbias, e redução de biossólidos, se a aeração é prolongada.

A Tabela 2 ilustra as bases de projeto para práticas comuns de operação para atingir objetivos de tratamento selecionados.

TABELA 2 – Estratégias comuns de operação

Objetivo do tratamento	Enchimento	Reação	Referência
Redução de C. org. e ss., mínimo consumo de energia ou produção de lodo.	Estático, agitado, então aerado	Aerada	Irvine et al., 1985
Redução de C. org. e ss., e nitrificação	Estático, agitado, então aerado	Aerada	Ketchum et al., 1979
Redução de C. org. e ss., e desnitrificação	Estático, agitado, então aerado	Agitada, seguida por agitada então aerada	Alleman e Irvine, 1980
Redução de C. org. e ss., e redução biológica de fósforo	Estático, agitado, então aerado	Aerada	Ketchum et al., 1987
Água residuária orgânica industrial, tóxica a alta concentração	Agitado (curto período), então aerado	Aerada (período longo)	Asher et al., 1992

Fonte: VON SPERLING, 1997.

C. org. = carbono orgânico

ss = sólidos suspensos.

Como indicado na Tabela 2, uma vez determinado o objetivo do tratamento, a operação requerida e as bases de projeto podem ser desenvolvidas.

### 2.8.2 Descarte

Como os microrganismos estão continuamente recebendo alimento (DBO), eles reproduzem-se na mesma taxa. Caso fosse permitido que a população dos mesmos crescesse indefinidamente, eles tenderiam a atingir concentrações excessivas no tanque de aeração, dificultando a transferência de oxigênio a todas as células. Para manter o sistema em equilíbrio, é necessário que se retire aproximadamente a mesma quantidade de biomassa que é aumentada por reprodução. Este é o lodo biológico excedente, que deve sofrer tratamento adicional, como adensamento, estabilização e desidratação (VON SPERLING, 1997).

O lodo retido no reator, no final de cada ciclo, tem a função específica de iniciar o processo biológico no ciclo de operação seguinte. Como a concentração de lodo aumentará com os ciclos subseqüentes, há necessidade de manter uma concentração mínima de sólidos voláteis para a próxima operação (PIRES; FIGUEIREDO, 1998).

O descarte do lodo excedente geralmente ocorre durante o último ciclo (repouso), mas como este é opcional, já que sua finalidade é a de permitir o ajuste entre os ciclos de operação de cada reator, o descarte pode se dar em outras fases do processo. A quantidade e a frequência de descarte de lodo são estabelecidas em função dos requisitos da performance, da mesma forma que nos processos convencionais de fluxo contínuo (VON SPERLING, 1997).

### 2.8.3 Vantagens do Sistema de Lodos Ativados em Batelada

Uma das razões significativas do processo de fluxo intermitente sobre outros é a flexibilidade na capacidade de variar o retorno de lodo, a razão alimento para microrganismos, a concentração de oxigênio dissolvido no reator pela mudança na velocidade de aeração e a idade do lodo. Com a equalização, reação e clarificação sendo realizadas em um único tanque, economiza-se capital e custos de operação e manutenção. Não há necessidade de bombas de recirculação de lodo, porque a massa biológica permanece sempre no reator, economizando energia.

No processo por batelada, as amplitudes de carga e de vazão são bastante amenizadas, permitindo o dimensionamento dos equipamentos de aeração para demanda mais uniforme de oxigênio, reduzindo a potência necessária de equipamentos de

aeração. Conforme o projeto, o processo de LAB permite a instalação de misturadores submersíveis no reator biológico, reduzindo ainda mais o número de aeradores em funcionamento, quando o ciclo coincidir com o período de menor carga e vazão.

Segundo IRVINE e seus colaboradores, em 1983, a possibilidade do uso de sistemas totalmente automatizados facilita muito a operação, com equipamentos como válvulas motorizadas e pneumáticas, temporizadores eletrônicos e mecânicos, solenóides, sensores de nível, medidores de fluxo e microprocessadores.

IRVINE e BUSH, 1979, afirmam que a flexibilidade do sistema é óbvia, sendo que a clarificação e a reação são combinadas. O LAB pode prover diretamente equalização interna. Os tanques podem ser parcialmente encheidos e descarregados em diferentes níveis mínimos. O sistema de aeração pode ser alterado, com numerosas estratégias de controle podendo ser implementadas pelo ajuste da taxa de suprimento de oxigênio. O sistema de aeração é o acelerador; os organismos são o freio.

Além do sistema comportar-se como um reator, quando ocorrerá a transformação da matéria orgânica, existe também a função de clarificador, ambos operando de modo seqüencial (PIRES, FIGUEIREDO, 1998).

Conforme concluíram KAMIYAMA e TSUTIYA, em 1992, a construção pode ser feita em módulos, sendo o custo 17% inferior ao convencional, e economiza 10 % da energia elétrica.

Para o dimensionamento de um reator de batelada os parâmetros básicos são a idade do lodo, a relação alimento para microrganismo, a concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (SSVTA), os ciclos operacionais, a modelagem matemática, os dispositivos de aeração e o dispositivo de retirada do sobrenadante.

## 2.9 PESQUISAS REALIZADAS

Um sistema de múltiplos tanques do LAB, composto de 3 reatores, foi avaliado por IRVINE, FOX e RICHTER em 1977. Eles concluíram que o sistema economizava em custos de capital e apresentava eficiência confiável de tratamento. Os estudos experimentais enfocaram a remoção de matéria orgânica, o crescimento de organismos e o suprimento de oxigênio durante as fases de enchimento e aeração.

O objetivo do trabalho de HOEPKER e SCHROEDER (1979) era o de determinar se uma relação entre a qualidade do efluente e a taxa de crescimento dos

microrganismos poderia ser estabelecida. Isto não pode ser realizado, mas relações qualitativas foram indicadas:

- Baixa intensidade de alimentação em reatores em batelada ou semibatelada resultam em melhor qualidade do efluente;
- Os sistemas semibatelada são consideravelmente mais estáveis quanto ao crescimento disperso;
- Ocorre melhoramento no IVL nos reatores semibatelada, com maior carga

IRVINE e colaboradores, em 1983, adaptaram um sistema de tratamento contínuo para um sistema em bateladas em uma pequena comunidade, obtendo boa remoção de matéria orgânica e de nutrientes, com idade de lodo entre 15 e 45 dias, tendo-se mostrado uma alternativa viável de processo.

Cinco diferentes tipos de efluentes industriais foram estudados por NORCROSS, (1988): processamento de carne, laticínio, destilaria de “whiskey” e queijaria. As estações de tratamento de efluentes destas indústrias apresentavam problemas pela grande variação de fluxo, pelas descargas descontínuas, pela mudança de operação e pela natureza altamente degradável dos orgânicos presentes, que causava intumescimento nas estações convencionais. Os experimentos confirmaram a confiabilidade e a simplicidade do processo LAB, tendo sido abordados fatores como operação, manutenção, construção física, comportamento do lodo e necessidade de oxigênio. Com a automatização dos sistemas, foi possível utilizar medidas para inibir o crescimento de organismos filamentosos e alterar estratégias de operação conforme as características de produção dos efluentes.

SCHULTE, em 1988, aplicou o sistema por batelada no tratamento de despejos de uma indústria de leite, e ressaltou as inúmeras vantagens já comprovadas para outros tipos de despejo, como a capacidade de absorver flutuações de fluxo e de carga orgânica. O sistema gerou um efluente com pH e DBO estáveis.

Os despejos gerados em abatedouros foram tratados por um sistema LAB por HADJINICOLAOU em 1989. Os resultados para remoção de matéria orgânica, de sólidos, de nitrogênio e de fósforo foram satisfatórios, mas o lodo não apresentou boas características de sedimentabilidade.

WON e CHOI (1989) converteram um sistema de lagoa aerada para um reator LAB em escala piloto para o tratamento de efluentes gerados em um matadouro de porcos. Os custos de capital e de operação forma maiores do que os da lagoa aerada, mas a simplicidade de operação, a alta eficiência na remoção de matéria orgânica e de

sólidos suspensos, além da pequena área requerida, demonstraram que o sistema é uma boa opção de tratamento.

Em 1990 KAMIYAMA avaliou uma unidade piloto com processo LAB para o tratamento de esgoto sanitário em uma pequena comunidade, com vazão diária de 700 m<sup>3</sup> de esgoto. O controle do processo biológico foi feito através da idade de lodo, que foi controlada, por sua vez, pelo volume de lodo descartado do reator. Este descarte era feito a cada 2 dias. Foi observada a facilidade operacional do sistema e atingiu-se boas eficiências de remoção de matéria orgânica e de nutrientes.

Em 1990, LO e LIAO trataram um despejo de processamento de aves utilizando reator em batelada, operando com ciclo de 4 h utilizando 3 temperaturas diferentes: 19, 22 e 35° C. Entre as temperaturas de 22 e 35° C não houve diferença significativa na eficiência do tratamento, e a 10° C a eficiência foi menor. As eficiências na remoção de matéria orgânica (em DQO) foram de 88 a 90%.

KAMIYAMA e TSUTIYA (1992) compararam os custos de obras civis, de equipamentos eletromecânicos e de custos operacionais do LAB com o lodos ativados convencional, e concluíram que o LAB é mais econômico para tratamento de esgotos em estações de grande porte. Em alguns casos, o custo de energia elétrica num período de 20 anos pode ser da ordem de grandeza do custo de implantação (obra civil) de uma estação de tratamento de esgotos. Foram analisadas somente as unidades não comuns entre os dois processos, ou seja, os custos dos reatores biológicos, decantadores secundários e a elevatória de recirculação de lodo para o tratamento convencional. O custo de energia do LAB é no mínimo 10% inferior ao do tratamento convencional.

Os experimentos conduzidos por DORNELLAS e FIGUEIREDO (1993) tiveram como objetivo verificar a aplicabilidade do processo de lodos ativados por batelada no tratamento de águas residuárias no processamento de frutas cítricas. O experimento foi realizado em escala piloto, sendo utilizados dois reatores para aplicação de oxigênio puro em um deles e de ar comprimido no outro. Os resultados indicaram boa remoção de matéria orgânica: redução de DQO para aplicação de oxigênio puro de 96% e de 83% para ar comprimido; redução de DBO durante a aplicação de oxigênio puro de 97% e durante a aplicação de ar comprimido, eficiência de 87%. Com o aumento do período de reação obtiveram-se os melhores resultados.

SAMPAIO e VILELA (1993) definiram parâmetros de projeto e estratégias operacionais de unidades seletoras empregadas na prevenção e controle do intumescimento filamentosos do lodo produzido nos tanques de aeração. Realizaram

testes de identificação de organismos filamentosos e demonstraram que as câmaras seletoras são eficientes no controle do intumescimento do lodo relacionado à proliferação excessiva de organismos filamentosos, e que melhoraram a sedimentabilidade da biomassa produzida nos tanques de aeração, com IVL menor que 100.

PEREIRA (1996) fez uma abordagem teórica do sistema de lodos ativados pelo uso de reatores tipo batelada sob os seguintes aspectos: desenvolvimento de modelo matemático operacional de uma bateria de reatores de Lodos Ativados por Batelada (LAB), estabelecendo relações entre parâmetros de operação e do dimensionamento do processo; proposição e investigação experimental de metodologia para estudos de tratabilidade com o uso de reatores piloto de lodos ativados tipo batelada, que permitem a otimização de parâmetros de dimensionamento e operacionais para instalações em escala real como: número ideal de reatores que devem compor uma bateria para otimizar a relação custo/benefício, volume total de cada reator, parcela do volume de cada reator que deve ser reservada para preservação do lodo e disponível para o enchimento (volume útil) e duração ideal de um ciclo de tratamento e quais porcentagens desse tempo deveriam ser destinadas às diversas operações, como enchimento, reação, sedimentação, descartes de lodo e sobrenadante, e repouso.

ANTONIOLLI e MONTEGGIA pesquisaram, em 1997, o uso do reator em batelada seqüencial no tratamento de efluente líquido de indústria de beneficiamento de tripas, comparativamente ao sistema de lagoa aerada da indústria. Foram analisados parâmetros biocinéticos do processo biológico, relacionados à remoção de matéria orgânica, produção de biossólidos e consumo de oxigênio, e de IVL. O sistema em batelada produziu uma alta taxa de remoção de DBO e DQO, boas condições de sedimentação.

As constantes cinéticas do pós tratamento por lodos ativados de efluentes de processos anaeróbios de tratamento de esgoto sanitário foram determinadas por COLETTI; POVINELLI e DANIEL, em 1997. Eles utilizaram idades de lodo de 5, 10, 15 e 20 dias. O tempo de retenção hidráulica foi de 8 h. Os coeficientes cinéticos  $Y$  e  $k_d$  foram determinados em termos de  $DBO_5$  e DQO filtrada, resultando em  $Y$  igual a 0,299 e  $k_d$  de  $0,047 \text{ d}^{-1}$ , para DQO filtrada.

JORDÃO e seus colaboradores (1997) montaram uma estação de tratamento piloto de lodos ativados, dotado de duas linhas de reatores em paralelo: uma linha de fluxo tendendo a pistão e outra de mistura completa, cada uma delas podendo operar

sem e com uma câmara seletora. O sistema de lodos ativados com câmaras em série, com fluxo tendendo a pistão, apresentaram condições operacionais mais confiáveis que o sistema de fluxo totalmente disperso em mistura completa. O uso de câmaras selectoras mostrou-se eficaz em favorecer uma condição operacional estável, e na supressão de fenômenos de intumescimento de lodo.

SCHLEYPEN; MICHEL e SIEWERT (1997) avaliaram pequenas estações de tratamento utilizando a tecnologia de reatores em batelada seqüenciais em áreas rurais na Bavária. As estações foram projetadas para o tratamento de águas residuárias com aeração prolongada, e uma lagoa de polimento complementava o tratamento. As estações estudadas apresentaram-se descomplicadas quanto à operação e eficientes quanto ao grau de tratamento.

SOUSA e FORESTI (1997) analisaram a eficiência de um sistema de tratamento de substrato sintético composto por um reator de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) e de 2 reatores seqüenciais em batelada aeróbios. A eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal foi de 90%, e remoção de sólidos suspensos voláteis de 96%. Comparado com o sistema aeróbio convencional, o consumo de oxigênio foi menor (menos consumo de energia), menor produção de lodo excedente e considerável remoção de nutrientes.

O objetivo do trabalho de TORRIJOS e MOLETTA (1997) foi demonstrar um processo de despoluição para o tratamento de efluentes de pequenas vinícolas. Dadas as características particulares do efluente do processamento do vinho, e, em particular, a natureza sazonal das descargas, a melhor solução encontrada foi usar um reator em batelada seqüencial alimentado uma vez por dia. Os resultados obtidos (93% de redução de DQO total, 95% de redução de DQO solúvel, e 97,5% de redução de DBO), bem como a automação simplificada, o baixo custo de capital e os custos de operação moderados, mostraram que o processo é adequado ao tratamento de efluentes de pequenas vinícolas.

VAN HAANDEL e colaboradores (1997) investigaram a viabilidade técnica da redução de custos operacionais de um sistema de lodo ativado, através da interrupção da aeração do líquido nos tanques de aeração, durante 3 horas diárias de tarifa alta, imposta pela companhia de energia elétrica (18:30 às 21:30 h). Foi constatado que as interrupções diárias não afetaram negativamente a qualidade do tratamento. Os custos operacionais diminuíram em torno de 20% dos gastos com aeração.

AFONSO (1999) estudou a tratabilidade de efluentes provenientes de postos de resfriamento de leite utilizando o sistema LAB. Utilizando taxas de aplicação orgânica de 0,10 e 0,25 g DQO/g SSV.d., obteve resultados de eficiência de redução de DBO entre 97,7 e 99,3%, e redução de DQO total de 84,4 e 97,5%. Entre as estratégias estudadas, a que melhores resultados apresentou em termos de sedimentabilidade e eficiência de remoção de matéria orgânica foi a de taxa de aplicação de 0,10 d<sup>-1</sup>, com período de alimentação de 20 h. (ciclo de 24 h). Na taxa de 0,25 d<sup>-1</sup> o intumescimento do lodo impossibilitou a operação do sistema, devido à péssima sedimentabilidade.

### **3 MATERIAL E MÉTODOS**

A unidade experimental foi montada no Laboratório de Efluentes Líquidos do Instituto Ambiental do Paraná, sendo todas as análises realizadas no Laboratório de Físico-química da referida instituição. Foram realizados quatro experimentos durante a pesquisa. Nos experimentos I, II e III foram realizados tratamentos dos efluentes da indústria de refrigerantes, enquanto que no experimento IV foi tratado efluente de abatedouro de aves.

#### **3.1 MATERIAL**

##### **3.1.1 Efluente**

Para os experimentos I, II e III, o efluente bruto era coletado semanalmente em uma indústria de refrigerantes da cidade de Curitiba, sendo armazenado sob refrigeração (4° C) até o momento do uso. Para o experimento IV o efluente era coletado em um abatedouro de aves na cidade de Araucária, armazenado nas mesmas condições de refrigeração. A Figura 6 mostra o local de armazenamento dos efluentes.

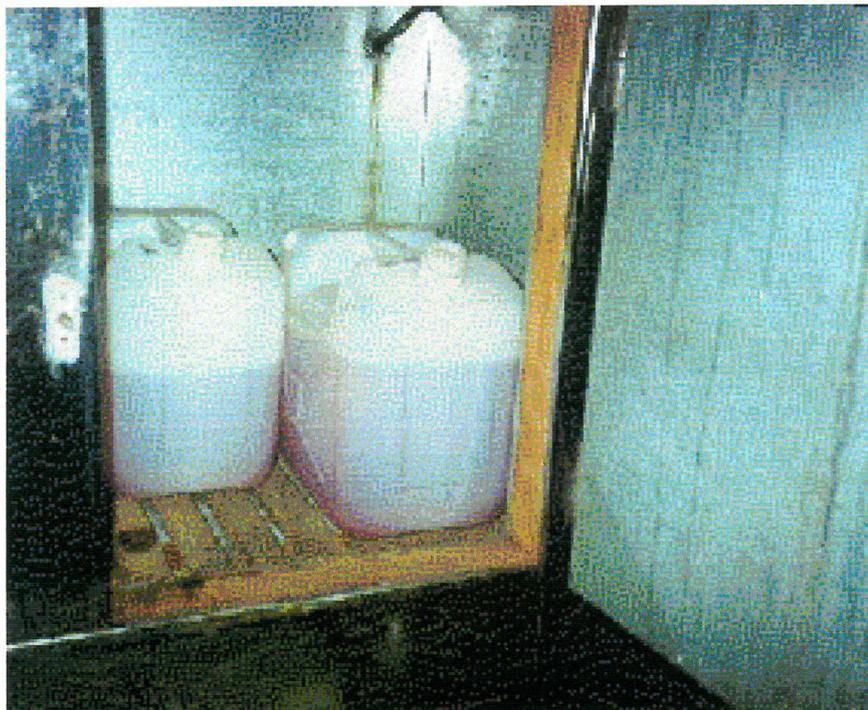


FIGURA 6 – Câmara de armazenamento dos efluentes (4° C)

Em ambas indústrias o efluente industrial e o esgoto doméstico eram conduzidos à estação de tratamento por tubulações distintas. Portanto, quando da coleta para o referido trabalho, apenas o efluente industrial era coletado. As Tabelas 3 e 4 mostram os resultados médios das análises semanais realizadas nos efluentes coletados na indústria de refrigerantes e no abatedouro de aves, respectivamente (afluente do tratamento estudado).

TABELA 3 - Características médias do efluente bruto (refrigerantes)

pH	11 ± 0,7
Fósforo (mg/L)	4,9 ± 3,0
Nitrogênio Kjeldahl (mg/L)	4,2 ± 1,4
DQO (mg/L)	777 ± 174
DBO (mg/L)	446 ± 199
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	97 ± 38
Sólidos Suspensos Voláteis	31 ± 28

\* Média de 16 amostras

TABELA 4 - Características médias do efluente bruto (abatedouro de aves)

pH	7,0 ± 0,5
Fósforo (mg/L)	12,4 ± 6,9
Nitrogênio Kjeldahl (mg/L)	113,9 ± 124,6
DQO (mg/L)	1241 ± 331
DBO (mg/L)	734 ± 235
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	514 ± 270
Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)	481 ± 263

\* Média de 9 amostras

### 3.1.2 Inóculo

Como inóculo para os tratamentos, foi utilizado o lodo do tanque de aeração do sistema de lodos ativados do Instituto Ambiental do Paraná, sendo este aclimatado ao despejo da indústria de refrigerantes e do abatedouro de aves, até que este apresentasse boas características de sedimentabilidade e microbiológicas, para a partir daí iniciar a coleta dos dados.

### 3.1.3 Equipamentos

O sistema de tratamento de efluentes em escala de bancada era constituído de um reator de acrílico de 12 L, sendo 8 L o volume utilizado nos experimentos, mantido à temperatura de  $25 \pm 2^\circ \text{C}$  por um banho termostaticado. As Figuras 7 e 8 indicam o sistema utilizado para os estudos, que consistia de tanque de alimentação e agitador, bomba peristáltica da marca Milan, sistema de alimentação de ar comprimido e tanque de aeração com banho termostaticado. A bomba peristáltica e o tanque de alimentação foram usados apenas durante os experimentos I e II, tendo os outros dois experimentos alimentação instantânea.

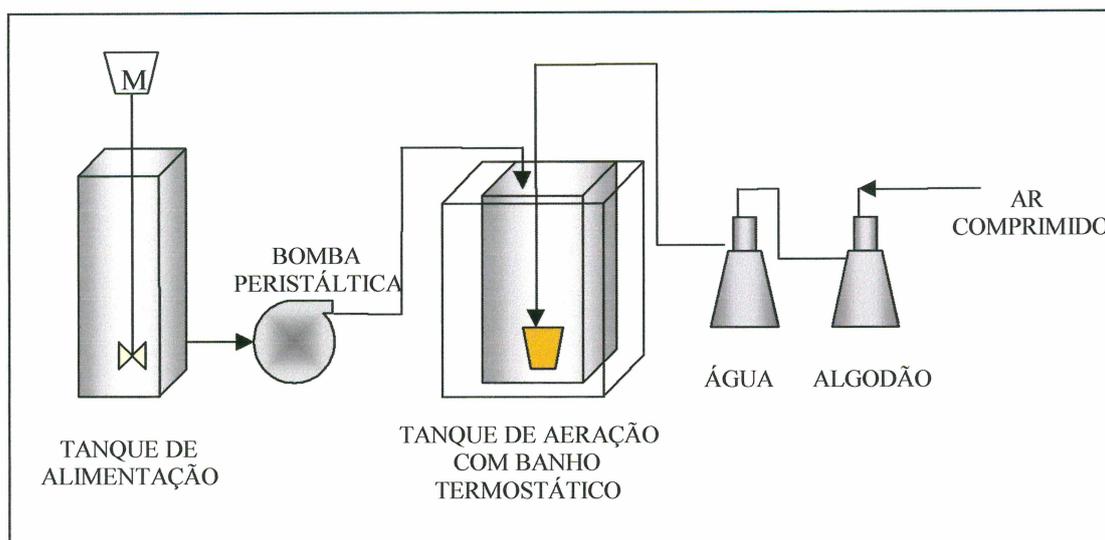


FIGURA 7: Equipamentos utilizados nos experimentos



FIGURA 8: Unidade experimental

O ar era fornecido ao sistema por meio de um compressor de ar da marca Schultz, sendo introduzido no sistema por um difusor de pedra porosa. O difusor de ar foi feito de areia e Araldite, e além da aeração ele provia agitação suficiente ao sistema. Antes de ser introduzido no sistema, o ar era filtrado em algodão para eliminar possíveis impurezas provenientes do sistema de compressão, sendo então umidificado.

A Figura 9 mostra o sistema de alimentação de ar comprimido ao reator.



FIGURA 9: Sistema de filtro do ar

As análises microscópicas foram realizadas num microscópio ótico da marca Wild-Heerbrugg, com aumentos de 100 e 400 vezes. As fotografias microscópicas foram feitas no microscópio do Departamento de Botânica da Universidade Federal do Paraná.

### 3.2 MÉTODOS

Os parâmetros físico-químicos ( $\text{DBO}_5$ , DQO solúvel e total, SS, SSV, nitrogênio Kjeldahl, fosfato total) foram determinados de acordo com os métodos indicados no "Standard for the Examination of Water and Wastewater" e "Association of Official Analytical Chemists - Official Methods of Analysis", seguindo os procedimentos técnicos do Instituto Ambiental do Paraná.

A duração total do ciclo de operação foi fixado em 24 h, com a alimentação sendo feita durante 10 h nos experimentos I e II através de uma bomba peristáltica, caracterizando um sistema em batelada alimentado, com 12 horas de reação, e de uma só vez (batelada) nos experimentos III e IV. Os aeradores ficavam ligados durante 22 horas para que ocorresse a reação de consumo de substrato pelos microrganismos, depois deste período, os aeradores eram desligados por 1 h, período no qual ocorria a sedimentação do lodo, para em seguida proceder-se a drenagem da solução

sobrenadante (efluente tratado). Mais uma hora era reservada para o período de repouso do lodo, sendo então novamente feito o enchimento. Os períodos de cada experimento estão indicados na Tabela 5.

TABELA 5 – Tempo gasto em cada fase do ciclo

	Enchimento (h)	Reação (h)	Sedimentação (h)	Drenagem + Repouso (h)
Experimento I	10	12	1	1
Experimento II	10	12	1	1
Experimento III	Instantâneo	22	1	1
Experimento IV	Instantâneo	22	1	1

O parâmetro fixado para o estudo foi a carga orgânica aplicada ao sistema, ou relação alimento/biomassa (F/M). Os valores de F/M aplicados (em termos de DQO) estão apresentados na Tabela 6.

TABELA 6 – Cargas orgânicas aplicadas

	Carga orgânica aplicada (gDQO/gSSV.d)
Experimento I	0,1 – 0,2 – 0,3 – 0,4 d <sup>-1</sup>
Experimento II	0,05 – 0,1 – 0,15 – 0,2 d <sup>-1</sup>
Experimento III	0,05 – 0,1 – 0,12 – 0,15 d <sup>-1</sup>
Experimento IV	0,05 – 0,10 – 0,2 – 0,3 – 0,4 – 0,6 d <sup>-1</sup>

Para cada relação, foram obtidos os valores de DQO e DBO de entrada e saída do tratamento, concentração de sólidos suspensos e sólidos suspensos voláteis, concentração de nitrogênio e fósforo do despejo a ser tratado, além de análises microscópicas do lodo no reator, de pH e análise de sedimentação do lodo (IVL).

Nos experimentos I e II, as amostras para análise de sólidos eram feitas 14 h após o início da alimentação. Para a determinação da relação de volume alimentado por volume total o lodo era amostrado no final do ciclo. Nos experimentos III e IV o lodo foi amostrado somente uma vez, 20 h após a alimentação.

O tempo de retenção celular, ou idade de lodo, foi calculado pela relação entre a massa total de sólidos suspensos no reator e a quantidade de sólidos descartada por dia

(em amostras para análise e no sobrenadante retirado do sistema). O tempo de retenção hidráulica foi considerado como 1 dia.

No reator eram diariamente controlados o pH, o oxigênio dissolvido e a temperatura, além de um acompanhamento da população microbiana através do microscópio. A dosagem de nutrientes era feita no despejo a ser alimentado ao sistema, seguindo a relação DBO:N:P de 100:5:1, de acordo com METCALF & EDDY. O pH do despejo também era verificado antes da alimentação. O pH do efluente da indústria de refrigerantes era corrigido com solução de ácido sulfúrico 6 N, uma vez que o mesmo possuía alcalinidade elevada. O pH do efluente alimentado ao reator era acertado para 8, por haver uma pequena queda de pH dentro do reator, resultando em um valor de pH mais adequado para o processo biológico. O pH do efluente de abatedouro de aves não precisou ser corrigido.

### 3.2.1 Metodologia de Cálculo dos Coeficientes Cinéticos

Devido à complexidade do processo biológico faz-se imperativa a condição de manter o ambiente controlado para a cultura microbiana. As condições ambientais podem ser controladas por: regulagem do pH, controle de temperatura, adição de nutrientes e micronutrientes, adição ou exclusão de oxigênio e agitação adequada.

Uma vez controlado o ambiente de crescimento, há ainda a necessidade de se permitir que as células permaneçam tempo suficiente no sistema para que a reprodução possa ocorrer. Este tempo depende da taxa de crescimento e que é diretamente relacionada à taxa de metabolização ou utilização do substrato (PAWLOWSKY, 1993).

No estudo da cinética microbiana de culturas mistas foram e ainda estão sendo usados modelos de crescimento de culturas puras. O objetivo inicial de um modelo cinético é prever a curva de crescimento de uma cultura de microrganismos.

Para o estudo da cinética microbiana, optou-se pela utilização do modelo de METACALF & EDDY (1991), no qual os parâmetros  $Y$ ,  $k$ ,  $K_S$  e  $k_d$  são determinados como segue.

A taxa de crescimento das bactérias na fase exponencial de crescimento é expressa pela relação:

$$r_g = \mu \cdot X \quad (4)$$

em que,

$r_g$  = taxa de decrescimento bacteriano, massa.vol<sup>-1</sup>.tempo<sup>-1</sup>.

$\mu$  = taxa de crescimento específico, tempo<sup>-1</sup>.

$X$  = concentração de microrganismos, massa.vol<sup>-1</sup>.

Segundo Monod, existe um efeito limitante do crescimento de microrganismo em função da disponibilidade de substrato ou algum nutriente específico. Assim, propôs-se a seguinte equação:

$$\mu = \mu_m \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad (5)$$

em que,

$\mu_m$  = taxa máxima de crescimento específico, tempo<sup>-1</sup>;

$S$  = concentração de substrato limitante do crescimento em solução, massa.vol<sup>-1</sup>;

$K_S$  = constante de meia velocidade ou concentração de substrato para a qual a taxa de crescimento dos microrganismos é metade da máxima ( $\mu_m$ ), massa.vol<sup>-1</sup>.

Substituindo  $\mu$  da equação (5) na (4), a expressão da taxa de crescimento é:

$$r_g = \frac{\mu_m \cdot X \cdot S}{K_S + S} \quad (6)$$

Pode-se relacionar a taxa de utilização do substrato com a taxa de crescimento, de acordo com a equação (7):

$$r_g = - Y \cdot r_{su} \quad (7)$$

A equação de Michaelis-Menten relaciona a taxa de remoção do substrato com a concentração de microrganismos e substrato remanescente, como segue:

$$r_{su} = \frac{-k \cdot X \cdot S}{K_S + S} \quad (8)$$

em que  $k$  é dado por

$$k = \frac{\mu_m}{Y} \quad (9)$$

em que,

$k$  = taxa máxima de utilização do substrato por unidade de massa de microrganismo.

$r_{su}$  = taxa de utilização do substrato, massa.vol<sup>-1</sup>.tempo<sup>-1</sup>

$Y$  = relação entre a massa de células formadas e a massa de substrato consumida, massa.massa<sup>-1</sup>

O termo  $r_{su}$  pode ser calculado pela expressão:

$$r_{su} = \frac{(S_o - S)}{t_H} = \frac{-Q \cdot (S_o - S)}{V_r} \quad (10)$$

em que,

$S_o - S$  = concentração de substrato consumida, massa.vol<sup>-1</sup>.

$t_H$  = tempo de retenção hidráulica do reator

$Q$  = vazão de alimentação.

$V_r$  = volume do reator.

Igualando as equações (8) e (10) e dividindo por  $X$ , tem-se:

$$\frac{k \cdot S}{K_S + S} = \frac{Q \cdot (S_o - S)}{V_r \cdot X} \quad (11)$$

Invertendo-se a equação 11 tem-se:

$$\underbrace{\frac{V_r \cdot X}{Q \cdot (S_o - S)}}_y = \frac{K_S + S}{k \cdot S} = \underbrace{\left[ \frac{K_S}{k} \right]}_a \cdot \underbrace{\left[ \frac{1}{S} \right]}_x + \underbrace{\left[ \frac{1}{k} \right]}_b \quad (12)$$

O tempo de retenção hidráulica é calculado por  $V_r / Q = t_H$ . Nos experimentos realizados foi considerado um tempo de retenção hidráulica de 24 h, por ser o ciclo total do processo, uma vez que a alimentação nos experimentos III e IV foi instantânea, não utilizando então a relação volume/vazão. Assim, os valores de  $K_S$  e  $k$  podem ser determinados por “a” e “b”, definidos pela reta que melhor se ajuste aos pontos plotados de  $[X \cdot t_H / (S_o - S)]$  versus  $[1/S]$ , conforme mostra a Figura 10.

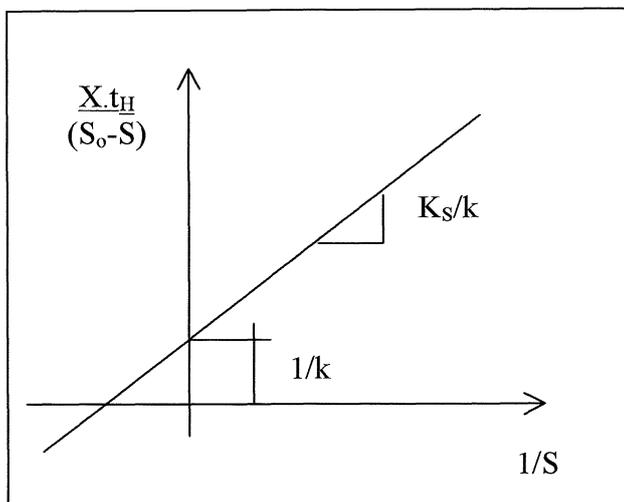


FIGURA 10: Obtenção de  $k$  e  $K_S$

Nos reatores biológicos nem todas as células presentes se encontram na fase de crescimento exponencial. Há gastos de energia com outras necessidades básicas que não sejam a formação de novas células, além da morte e predação entre espécies de microrganismos no sistema. Tudo isso é responsável pela diminuição da massa de células, fenômeno denominado de decaimento endógeno, representado pela equação:

$$r_d = -k_d \cdot X \quad (13)$$

em que,

$r_d$  = taxa de decrescimento endógeno bacteriano, massa.vol<sup>-1</sup>.tempo<sup>-1</sup>

$k_d$  = coeficiente de decaimento endógeno, tempo<sup>-1</sup>.

Combinando as equações (4), (5), (6) e (13), obtém-se:

$$\begin{aligned} r'_g &= r_g + r_d = \mu \cdot X - k_d \cdot X \\ &= \frac{k \cdot Y \cdot S \cdot X}{K_S + S} - k_d \cdot X \\ &= \frac{\mu_m \cdot S \cdot X}{K_S + S} - k_d \cdot X \end{aligned}$$

em que,

$r'_g$  = taxa líquida de desenvolvimento de microrganismos, massa.vol<sup>-1</sup>.tempo<sup>-1</sup>.

Considerando o volume de controle apresentado na Figura 11, pode-se aplicar o balanço de massa sobre a concentração de microrganismos e substrato, e os modelos

cinéticos a um reator de mistura completa, sem recirculação de lodo e com alimentação contínua.

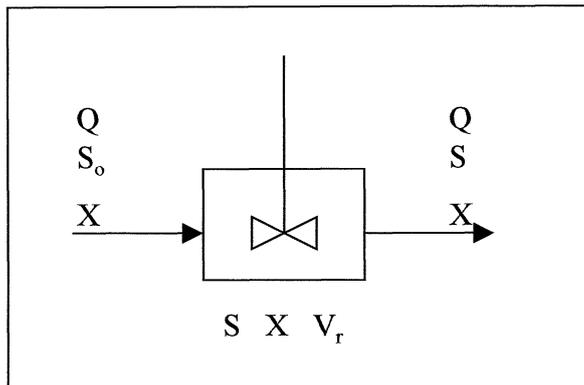


FIGURA 11: Reator biológico de alimentação contínua e mistura completa, sem recirculação de lodo.

O balanço de massa sobre a concentração de microrganismos fornece:

$$\text{Acúmulo} = \text{entrada} - \text{saída} + \text{crescimento líquido} \quad (15)$$

$$\frac{dX}{dt} \cdot V_r = Q \cdot X_0 - Q \cdot X + V_r \cdot (r'_g) \quad (16)$$

em que,

$dX/dt$  = taxa de variação de microrganismos no reator,  $\text{massa} \cdot \text{vol}^{-1} \cdot \text{tempo}^{-1}$ .

$X_0$  = concentração de microrganismos no afluente ao reator,  $\text{massa} \cdot \text{vol}^{-1}$ .

Substituindo a equação (11) na (13), tem-se:

$$\frac{dX}{dt} \cdot V_r = Q \cdot X_0 - Q \cdot X + V_r \cdot \left( \frac{k \cdot Y \cdot S \cdot X}{K_S + S} - k_d \cdot X \right) \quad (17)$$

Considerando que a concentração de microrganismos no afluente ao sistema seja praticamente desprezível em relação ao tanque de aeração ( $X_0 = 0$ ) e que o sistema esteja em equilíbrio ( $dX/dt = 0$ ), tem-se:

$$\underbrace{\frac{1}{t_H}} = \underbrace{(Y)} \cdot \underbrace{\left[ \frac{k \cdot S}{K_S + S} \right]}_x - \underbrace{k_d}_b \quad (18)$$

em que,

$t_H$  = tempo de retenção hidráulica no reator, igual ao  $t_C$  no reator de mistura completa sem reciclo.

De acordo com a equação (11):

Os valores de  $Y$  e  $k_d$  podem ser determinados pelos valores de “a” e “b”, definidos pela reta ajustada aos pontos plotados de  $[1/t_c]$  versus  $[(S_o - S)/X \cdot t_H]$ , como mostra a Figura 12:

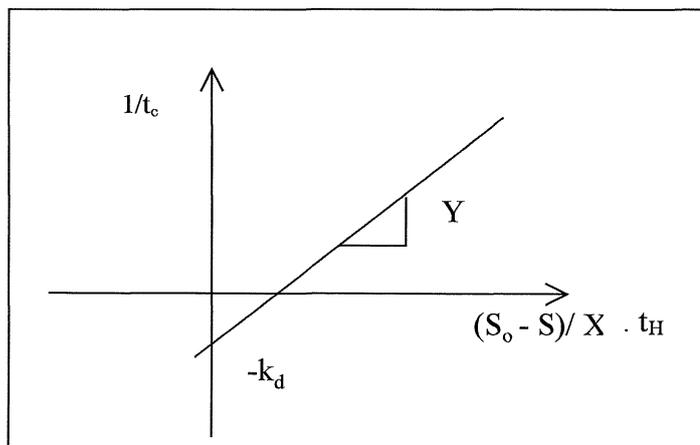


FIGURA 12: Obtenção de  $Y$  e  $k_d$

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 DESEMPENHO DO PROCESSO DE TRATAMENTO DURANTE O EXPERIMENTO I (INDÚSTRIA DE REFRIGERANTES)

A DQO do efluente tratado foi analisada desde o período de aclimação, que foi de 26 dias. Conforme observa-se na Figura 13, houve boa remoção de matéria orgânica desde o começo do processo, para uma DQO do efluente bruto de 750 mg/L em média, atingindo-se eficiências altas de remoção, de 95% em média durante a aclimação do lodo.

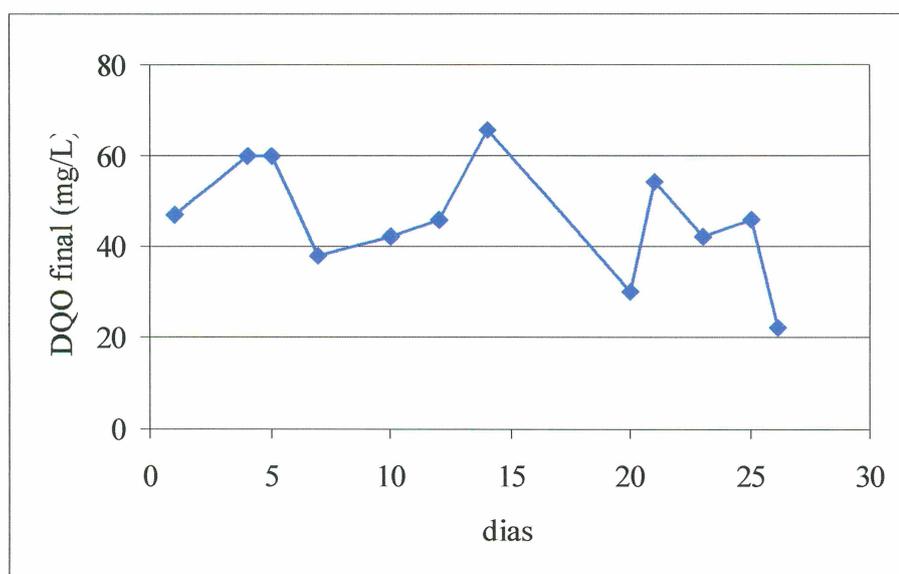


FIGURA 13: Evolução da DQO do efluente tratado durante o período de aclimação

A partir do 27º dia foi iniciada a coleta de dados experimentais, começando com uma carga orgânica aplicada de  $0,10 \text{ d}^{-1}$ . No Experimento I, com alimentação por 10 h (processo semi-batelada) e cargas orgânicas aplicadas de  $0,10 \text{ d}^{-1}$ ,  $0,20 \text{ d}^{-1}$  e  $0,25 \text{ d}^{-1}$ , obteve-se resultados satisfatórios de redução de DQO.

A temperatura do reator permaneceu entre  $24$  e  $26^\circ \text{ C}$ , e a concentração de oxigênio dissolvido ficou entre  $4$  e  $5,8 \text{ mg/L}$ . O recomendado para processos biológicos é uma concentração acima de  $2 \text{ mg/L}$ . O pH do reator variou de  $6,5$  a  $7,5$ .

Depois de 7 dias operando com carga de  $0,20 \text{ d}^{-1}$  o lodo começou a apresentar más condições de sedimentabilidade, verificando-se um aumento no número de

microrganismos filamentosos ao microscópio. Apesar desta ocorrência, a remoção de matéria orgânica continuou elevada, como apresentado na Figura 14.

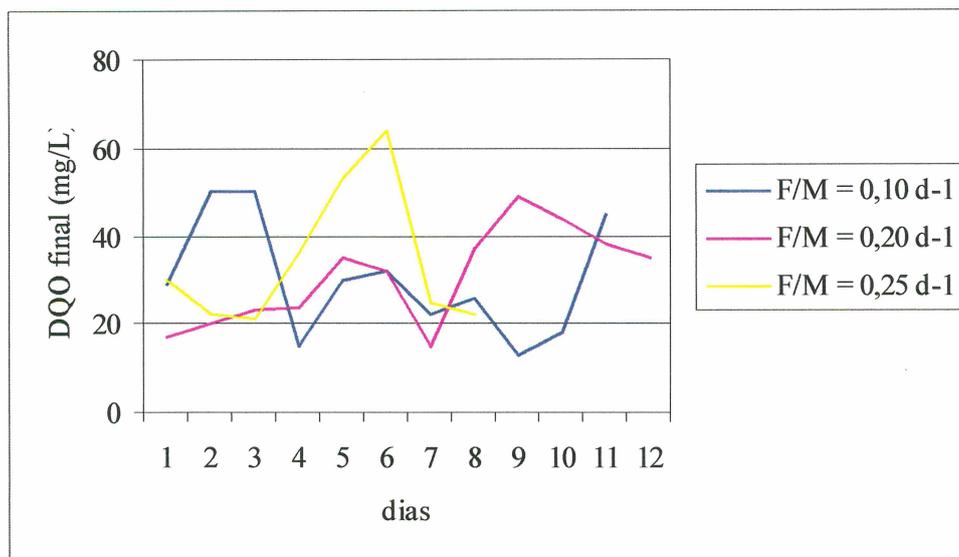


FIGURA 14: Evolução da DQO do efluente tratado durante o Experimento I

As eficiências médias de remoção de DQO foram de 95,4% para F/M 0,10 d<sup>-1</sup>, 96,0% para F/M de 0,20 d<sup>-1</sup>, e 95,4% para F/M de 0,25 d<sup>-1</sup>. A Figura 15 mostra as variações da eficiência do tratamento quanto à remoção de matéria orgânica. Apesar das excelentes remoções de matéria orgânica, operacionalmente não houve condições de se trabalhar com estas taxas devido à péssima sedimentabilidade do lodo. Após o início do intumescimento filamentoso decidiu-se continuar a aumentar a carga orgânica (para 0,25 d<sup>-1</sup>), para verificar se o intumescimento continuaria a aumentar, o que ocorreu de fato.

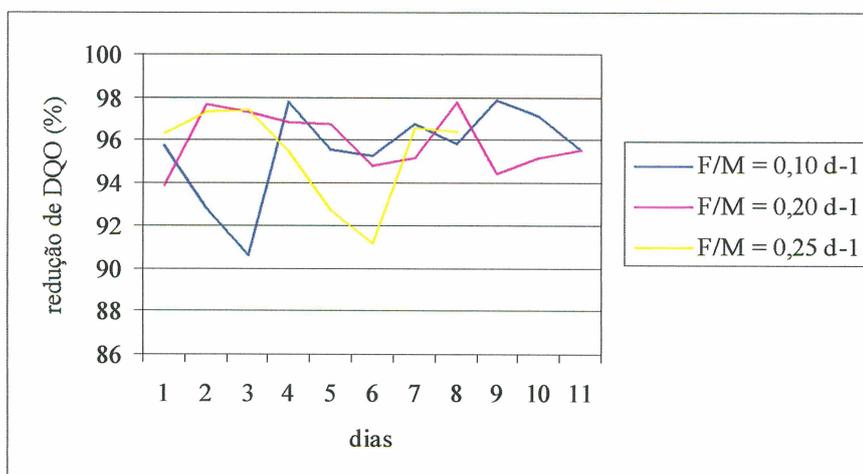


FIGURA 15: Eficiência de remoção de matéria orgânica (em termos de DQO)

A variação da concentração de sólidos suspensos voláteis no reator pode ser visualizada na Figura 16. Pode-se observar que as concentrações ficaram entre o limite recomendado para processos biológicos, que é de 1500 a 3500 mg/L.

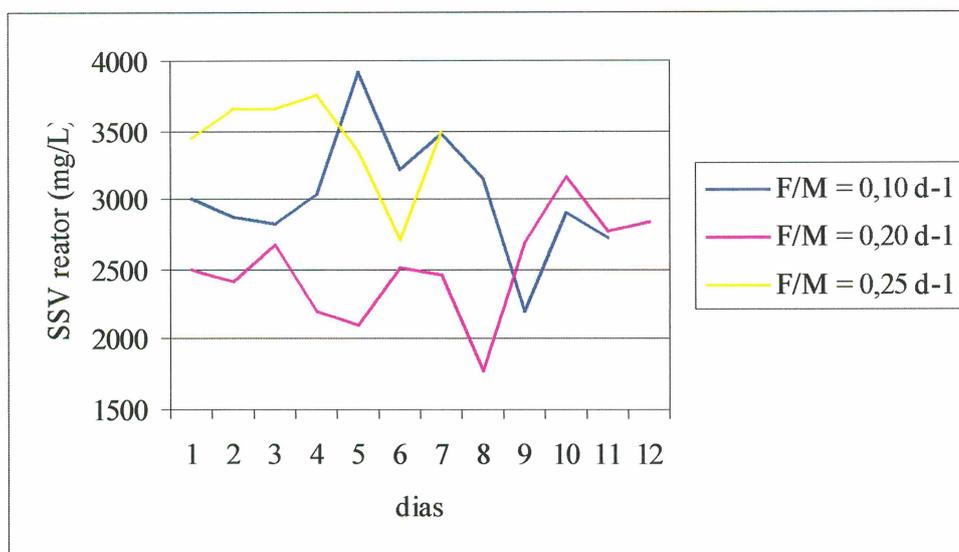


FIGURA 16: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis no reator durante o Experimento I

Em média os maiores valores da concentração de sólidos suspensos totais foram obtidos com F/M de  $0,25 \text{ d}^{-1}$ , pois com maior quantidade de substrato (alimento) em relação à quantidade de microrganismos, maior o número destes no sistema

A Figura 17 mostra a variação da concentração de sólidos suspensos totais no efluente tratado.

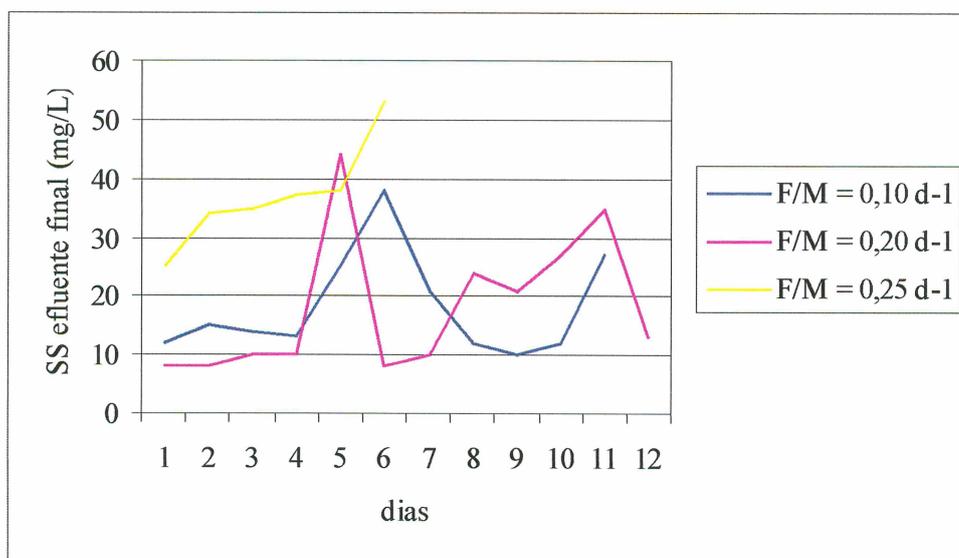


FIGURA 17: Concentração de sólidos suspensos totais no efluente tratado durante o Experimento I

Observando a Figura 17 nota-se que, na taxa de  $0,25 \text{ d}^{-1}$ , quando o intumescimento já estava pronunciado, as concentrações de sólidos suspensos no efluente tratado foram tornando-se maiores, pois havia maior dificuldade na separação do líquido e dos sólidos devido à péssima sedimentabilidade do lodo. A Figura 18 traz os valores do Índice Volumétrico de Lodo (IVL). Valores de IVL acima de 100 já demonstram sedimentação média do lodo, e acima de 200 já considera-se a ocorrência de intumescimento. Os valores observados indicam a dificuldade em separar o lodo e o sobrenadante.

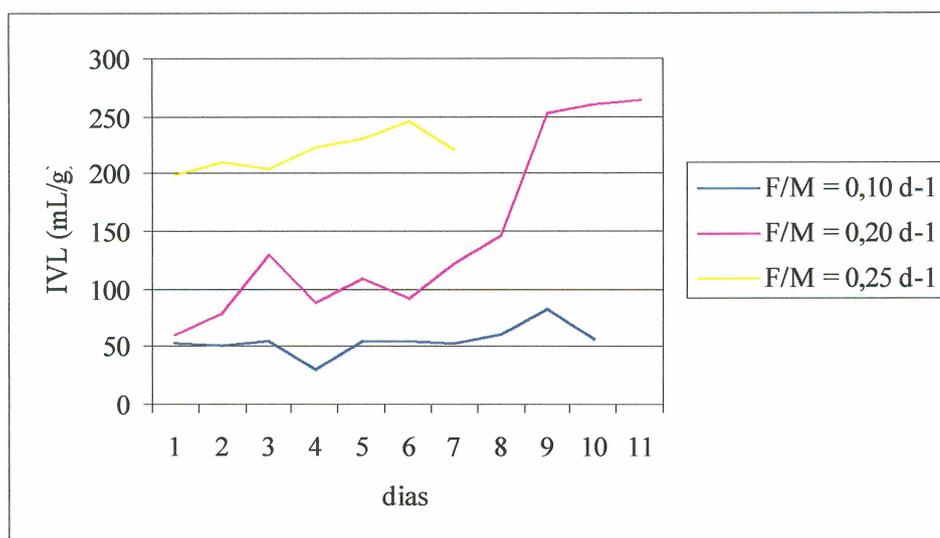


FIGURA 18: Evolução do Índice Volumétrico de Lodo durante o Experimento I

As Tabelas 7, 8 e 9 contêm os valores dos parâmetros medidos durante o Experimento I.

TABELA 7 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento I (F/M =  $0,10 \text{ d}^{-1}$ )

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
697	29	95,8	192	12	4100	3000
697	50	92,8	192	15	3980	2880
697	50	90,6	192	14	4040	2820
680	15	97,8	90	13	3720	3040
680	30	95,6	90	25	4020	3912
680	32	95,3	90	38	3860	3220
680	22	96,8	90	21	3680	3480
630	26	95,9	85	12	3340	3150
630	13	97,9	85	10	3500	2200
630	18	97,1	85	12	3520	2900
	28*	95,5*		17*	3676*	3060*

TABELA 8 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento I (F/M = 0,20 d<sup>-1</sup>)

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
640	17	93,9	25	8	3340	2500
640	20	97,7	25	8	3060	2420
640	23	97,3	25	10	3100	2670
750	24	96,9	165	10	2900	2200
670	35	96,8	150	44	2780	2100
670	32	94,8	150	8	3280	2520
670	15	95,2	150	10	3120	2460
670	37	97,8	150	24	2180	1780
796	49	94,5	99	21	3360	2700
796	44	95,2	99	27	3740	3160
796	38	95,6	99	35	3480	2780
	30*	96,0*		19*	3122*	2481*

TABELA 9 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento I (F/M = 0,25 d<sup>-1</sup>)

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
800	30	96,3	123	25	4240	3450
800	22	97,3	123	34	4470	3650
800	21	97,4	123	35	4460	3660
800	36	95,5	123	37	4220	3760
725	53	92,7	101	38	3920	3340
725	64	91,2	101	53	3290	2710
725	25	96,6	101	95	4240	3490
618	22	96,4	102	64	3670	3320
	34*	95,4*		48*	4064*	3422*

#### 4.1.1 Análise Microscópica do Lodo

Para visualizar a filamentação do lodo, foram feitas microfotografias. A Figura 19 mostra uma destas microfotografias.

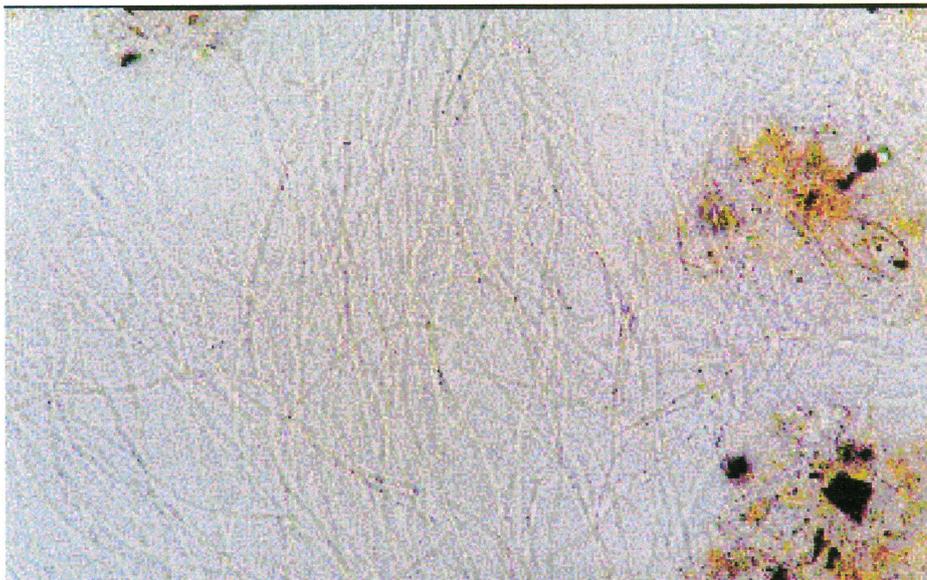


FIGURA 19 – Intumescimento do lodo durante o Experimento I ( $0,20 \text{ d}^{-1}$ ).  
(100x)

A presença de rotíferos e pedunculados no lodo indica a ocorrência de boa remoção de matéria orgânica. A Figura 20 apresenta uma microfotografia feita durante o experimento I à taxa de  $0,10 \text{ d}^{-1}$  na qual pode-se observar a presença de pedunculados, o que explica a boa remoção de matéria orgânica neste experimento. Do ponto de vista operacional, no entanto, é inviável trabalhar-se com o grau de sedimentabilidade verificado neste experimento.



FIGURA 20 – Protozoários observados durante o Experimento I ( $0,10 \text{ d}^{-1}$ )  
(100x)

Na taxa de  $0,10 \text{ d}^{-1}$  houve uma proliferação de pedunculados e de nematóides acentuada.

#### 4.1.2 Avaliação de Toxicidade

Foi realizado um ensaio de toxicidade para o efluente bruto (coletado na indústria) e no efluente tratado. O resultado é expresso como Fator de Diluição para *Daphnia magna*,  $FD_d$ , ou a primeira de uma série de diluições efetuadas na amostra que não causa efeito tóxico agudo ao microrganismo-teste. Quanto maior o  $FD$  maior a toxicidade da amostra. Para  $FD = 1$ , a amostra não apresenta toxicidade aguda, e para  $FD$  maior que 1, a amostra apresenta toxicidade aguda. Entretanto, para  $FD$  de 2 a 6 a toxicidade é considerada baixa, pois o corpo receptor normalmente apresenta boa diluição (IAP, 1997).

O valor de  $FD$  para o efluente bruto foi de 6, e para o efluente tratado foi de 2. Como os efluentes possuíam toxicidade baixa, decidiu-se pela não continuação dos ensaios de toxicidade.

#### 4.2 DESEMPENHO DO PROCESSO DE TRATAMENTO DURANTE O EXPERIMENTO II (INDÚSTRIA DE REFRIGERANTES)

Os resultados obtidos no experimento II, que operou a cargas orgânicas aplicadas de  $0,05 d^{-1}$ ;  $0,10 d^{-1}$ ;  $0,15 d^{-1}$  e  $0,20 d^{-1}$ , e com alimentação por 10 h, foram semelhantes aos obtidos no experimento I, no que diz respeito ao intumescimento.

A temperatura durante a reação variou entre 24 e 26° C. A concentração de oxigênio dissolvido ficou entre 5,4 e 6,1 mg/L, e o recomendado é Ter uma concentração maior que 2 mg/L para processos biológicos. O pH na massa líquida variou de 6,7 a 7,8, com a faixa recomendada de 6 a 9.

A partir do 15° dia de operação foi iniciada a coleta de dados. Desta vez, com a carga de  $0,15 d^{-1}$  o lodo novamente apresentou más características de sedimentabilidade, ocorrendo então o intumescimento. A remoção de matéria orgânica foi elevada mesmo assim, conforme mostram as Figuras 21 e 22.

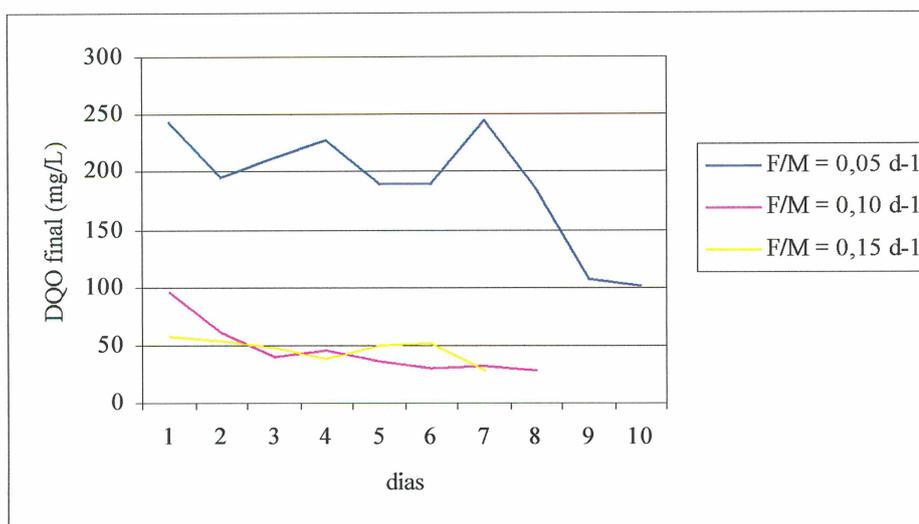


FIGURA 21: Evolução da DQO do efluente tratado durante o Experimento II

Os valores de DQO para a taxa  $F/M = 0,05 \text{ d}^{-1}$  apresentaram-se elevados, demonstrando que o sistema ainda não estava operando eficientemente. Os valores do Experimento II foram mais altos do que aqueles do Experimento I, mesmo comparando a taxa comum utilizada de  $0,10 \text{ d}^{-1}$ .

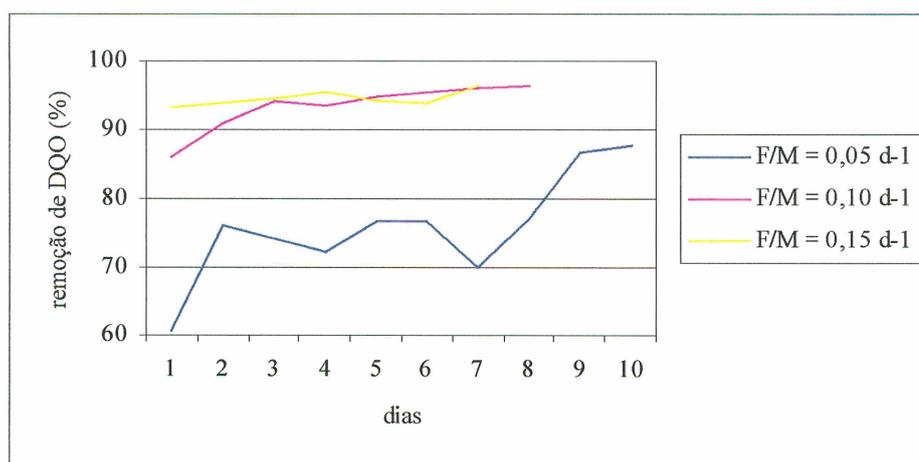


FIGURA 22: Eficiência de remoção de matéria orgânica (em termos de DQO)

As eficiências de remoção de DQO foram de 75,9% para  $F/M$  de  $0,05 \text{ d}^{-1}$ , 93,4% para  $F/M$  de  $0,10 \text{ d}^{-1}$ , e 94,5% para  $F/M$  de  $0,15 \text{ d}^{-1}$ , valores bastante elevados apesar da filimentação do lodo.

A variação da concentração de sólidos suspensos voláteis durante a reação está apresentada na Figura 23. Comparando-se estas concentrações com aquelas medidas no

Experimento I, observa-se que os valores aqui apresentados são menores do que para a taxa de F/M de  $0,10 \text{ d}^{-1}$  utilizada anteriormente ( $3000 \text{ mg/L}$ ).

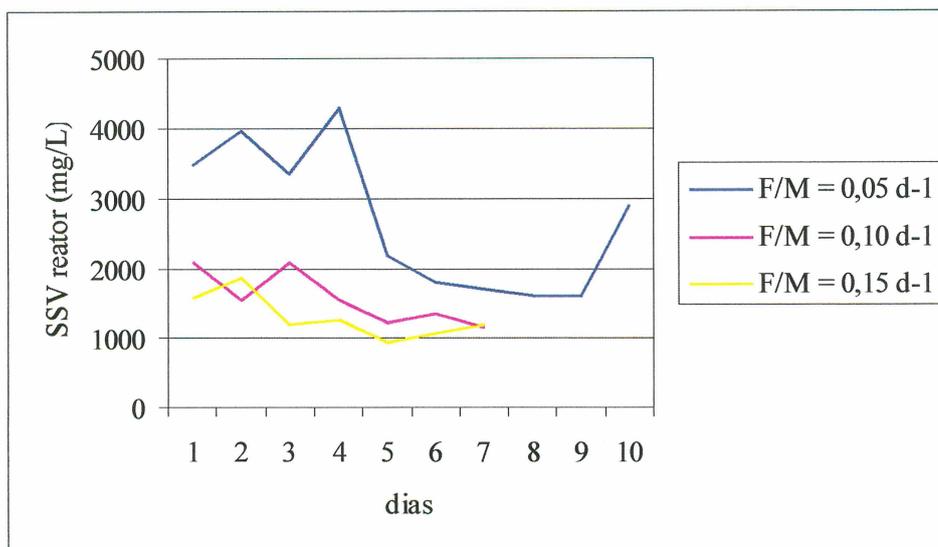


FIGURA 23: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis no reator durante o Experimento II

A Figura 24 representa a variação das concentrações de sólidos suspensos totais do efluente tratado pelo sistema.

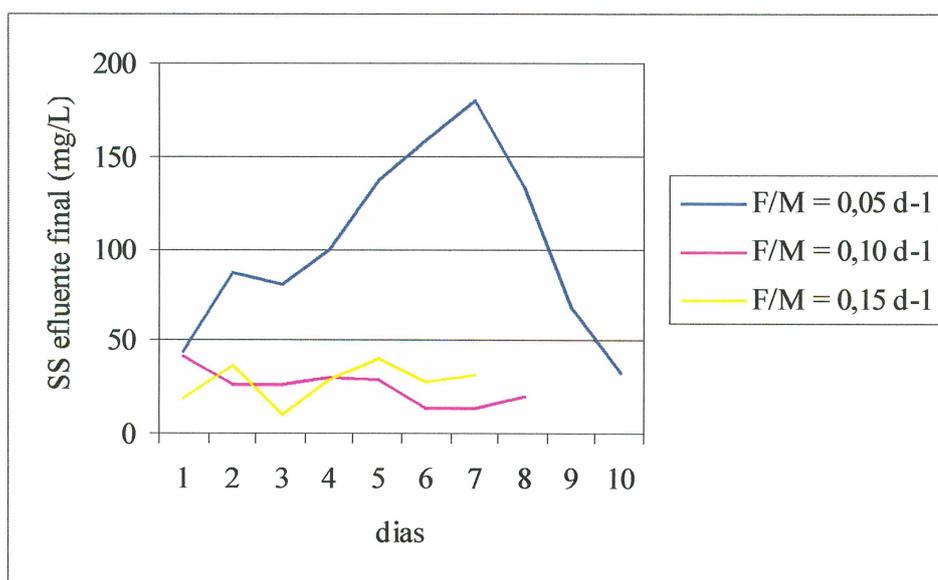


FIGURA 24: Concentração de sólidos suspensos totais no efluente tratado durante o Experimento II

Apenas para a taxa de F/M de  $0,05 \text{ d}^{-1}$  o efluente apresentou valores maiores de concentração de sólidos suspensos totais, pois a remoção destes sólidos não foi tão boa quanto a observada para as outras taxas. Como citado anteriormente, nesta taxa o sistema ainda não estava operando com eficiência para as condições adotadas.

A má sedimentabilidade do lodo causada pelo intumescimento é indicada pelos altos valores de IVL observados a partir do 4º dia de operação à taxa de  $0,15 \text{ d}^{-1}$ , com valores maiores que 100, que já é o limite para uma sedimentabilidade regular. A Figura 25 mostra os valores de IVL encontrados.

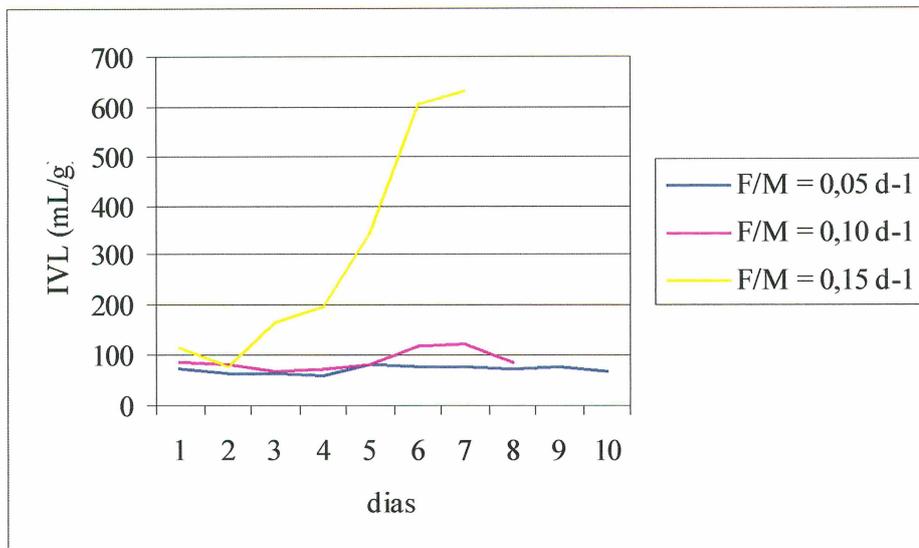


FIGURA 25: Evolução do Índice Volumétrico de Lodo durante o Experimento II

Embora a remoção de matéria orgânica continuasse boa, a operação do sistema foi comprometida pela grande dificuldade em separar o sobrenadante e o lodo. Pode-se observar que, para  $F/M$  de  $0,15 \text{ d}^{-1}$  nos primeiros dias de operação o lodo já começou a apresentar má sedimentabilidade, notada pelo aumento do valor de IVL. Repetiu-se o comportamento do sistema no Experimento I, com a taxa de  $0,20 \text{ d}^{-1}$ .

Os parâmetros analisados durante o Experimento II estão reportados nas Tabelas 10, 11 e 12.

TABELA 10 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento II ( $F/M = 0,05 \text{ d}^{-1}$ )

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
618	243	60,7	102	44	4360	3480
817	195	76,1	76	87	4540	3980
817	212	74,1	76	80	4520	3360
817	228	72,1	76	100	4720	4300
817	189	76,9	76	137	2960	2180
817	189	76,9	76	158	2520	1810
817	244	70,1	76	180	2410	1720
817	186	77,2	76	133	2060	1600
817	107	86,9	76	68	2060	1620
817	101	87,6	76	33	3100	2900
	189*	75,9*		102*	3325*	2695*

TABELA 11 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento II (F/M = 0,10 d<sup>-1</sup>)

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
684	96	86,0	73	36	2510	1940
684	61	91,1	73	27	2420	1830
684	40	94,2	73	42	2370	1940
684	45	93,4	73	27	2560	2100
684	36	94,7	73	27	2080	1560
684	30	95,6	73	30	2400	2100
831	33	96,0	79	29	1910	1560
831	28	96,6	79	14	1460	1220
831	42	94,9	79	14	1840	1340
831	36	95,7	79	20	1960	1160
	45*	93,8*		27*	2151*	1675*

TABELA 12 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento II (F/M = 0,15 d<sup>-1</sup>)

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
851	58	93,2	79	19	1820	1380
851	53	93,8	79	36	1830	1430
851	48	94,4	79	10	1980	1580
851	38	95,5	79	29	2500	1860
851	49	94,2	79	40	1460	1200
851	51	94,0	79	28	1510	1260
820	29	96,5	80	31	1320	920
820	38	95,4	80	38	1410	1070
820	40	95,1	80	25	1460	1180
	45*	94,7*		28*	1699*	1320*

#### 4.2.1 Análise Microscópica do Lodo

A Figura 26 mostra o intumescimento do lodo observado durante o experimento II na taxa de 0,15 d<sup>-1</sup>. A presença dos organismos filamentosos em excesso dificultou a decantação do lodo. Estes microrganismos formam um emaranhado, ou rede, que não sedimenta e ainda impede as outras partículas de sedimentarem também, impossibilitando uma separação eficiente de sólidos e líquido.

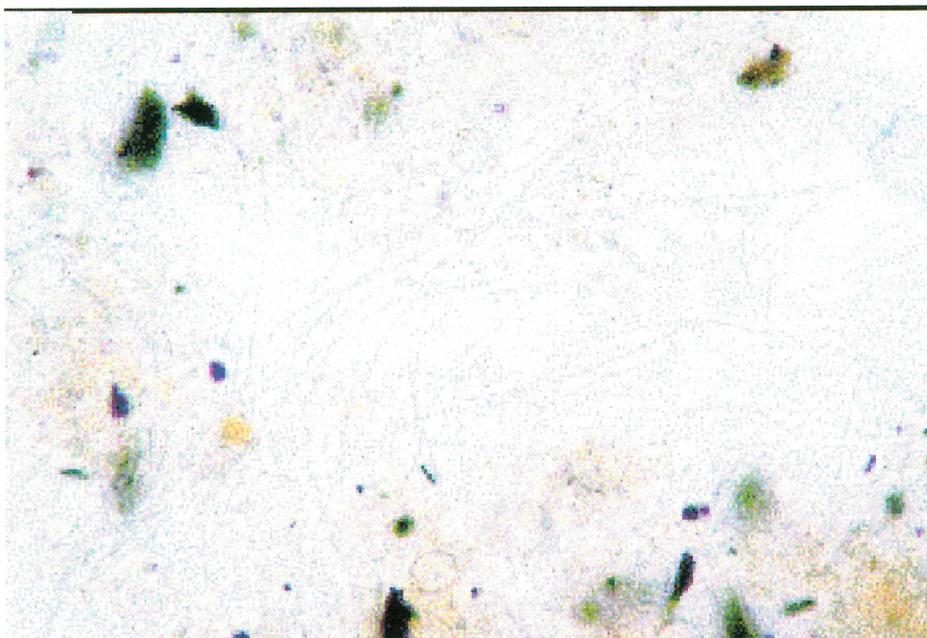


FIGURA 26 – Intumescimento do lodo durante o Experimento II ( $0,15 \text{ d}^{-1}$ )  
(100x)

O objetivo inicial era de trabalhar com valores maiores de carga orgânica, mas ao chegar em  $0,20 \text{ d}^{-1}$  o lodo tornou-se intumescido, tendo sido observada a filamentação através do microscópio e a má decantação durante os testes de sedimentabilidade. Por duas vezes ocorreu este fato (dois experimentos), sendo então limitado o estudo a relações F/M menores, para contornar o problema e poder realizar o estudo cinético, além de comprovar o efeito da proliferação dos microrganismos filamentosos para as taxas avaliadas.

Alguns autores afirmam que a presença de grande quantidade de carboidratos no despejo pode facilitar a filamentação.

#### 4.3 DESEMPENHO DO PROCESSO DE TRATAMENTO DURANTE O EXPERIMENTO III (INDÚSTRIA DE REFRIGERANTES)

O experimento III foi caracterizado por utilizar taxas de aplicação de carga orgânica com intervalos menores, de  $0,05 \text{ d}^{-1}$ ;  $0,10 \text{ d}^{-1}$ ;  $0,12 \text{ d}^{-1}$  e  $0,15 \text{ d}^{-1}$ , além de ter alimentação diferenciada dos primeiros dois experimentos, operando realmente em batelada.

O oxigênio dissolvido no reator variou de 5 a 6 mg/L, estando de acordo com a concentração recomendada para tratamentos biológicos, que é superior a 2 mg/L.

O pH no reator variou de 6,5 a 7,6, estando dentro da faixa ideal indicada para os processos biológicos. O pH do efluente final variou entre 6,6 e 8. A Legislação determina valores de pH entre 5 e 9 para efluentes lançados ao corpo receptor.

A Figura 27 apresenta os valores de DQO do efluente final do processo. Todos os valores estão abaixo do máximo permitido por lei para lançamento em corpos receptores, que é de 125 mg/L para indústria de refrigerantes (IAP, 1997).

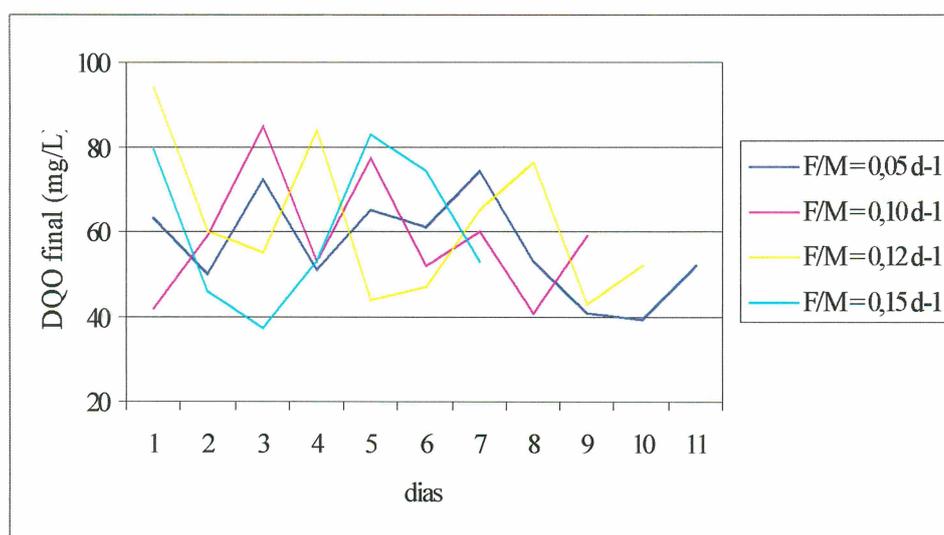


FIGURA 27: Evolução da DQO do efluente tratado durante o Experimento III

As eficiências médias de remoção de matéria orgânica medidas em termos de DQO do efluente tratado do experimento III estão apresentadas na Figura 28. Todos os parâmetros foram acompanhados durante 8 dias de tratamento, no mínimo, para cada relação F/M empregada, tendo sempre um período mínimo de aclimatação de 5 dias entre cada mudança de taxa.

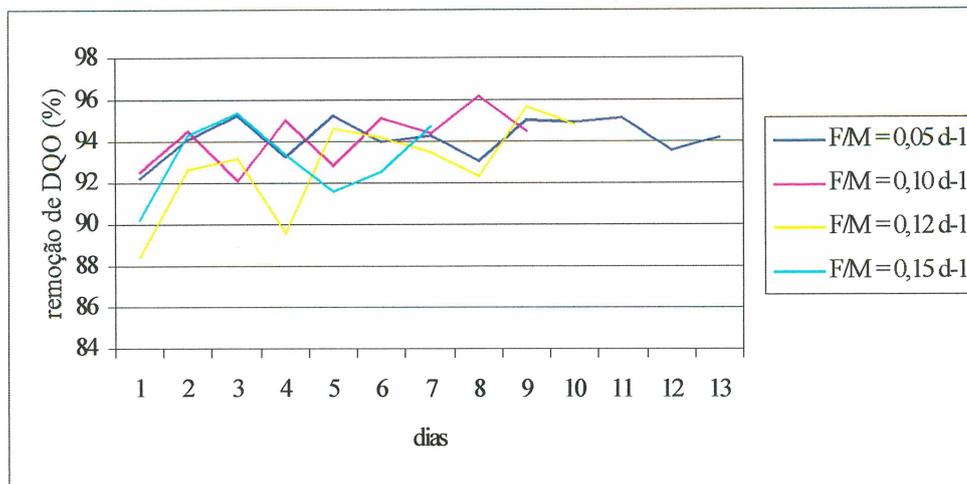


FIGURA 28: Eficiência de remoção de matéria orgânica (em termos de DQO)

A eficiência média de remoção de DQO para cada F/M foi de: 94,2% para F/M de  $0,05 \text{ d}^{-1}$ ; 94,13% para F/M de  $0,10 \text{ d}^{-1}$ ; 92,9% para F/M de  $0,12 \text{ d}^{-1}$  e 93,1% para F/M de  $0,15 \text{ d}^{-1}$ .

Os sólidos suspensos totais e voláteis no reator eram avaliados quanto à concentração, sendo amostrados 20 h após o início do ciclo (enchimento). Os valores dos sólidos suspensos voláteis estão apresentados na Figura 29. Estas concentrações apresentaram-se menores que as do Experimento I (para a taxa de  $0,10 \text{ d}^{-1}$ ), mas similares aos valores encontrados no Experimento II (para as taxas de  $0,10$  e  $0,15 \text{ d}^{-1}$ ).

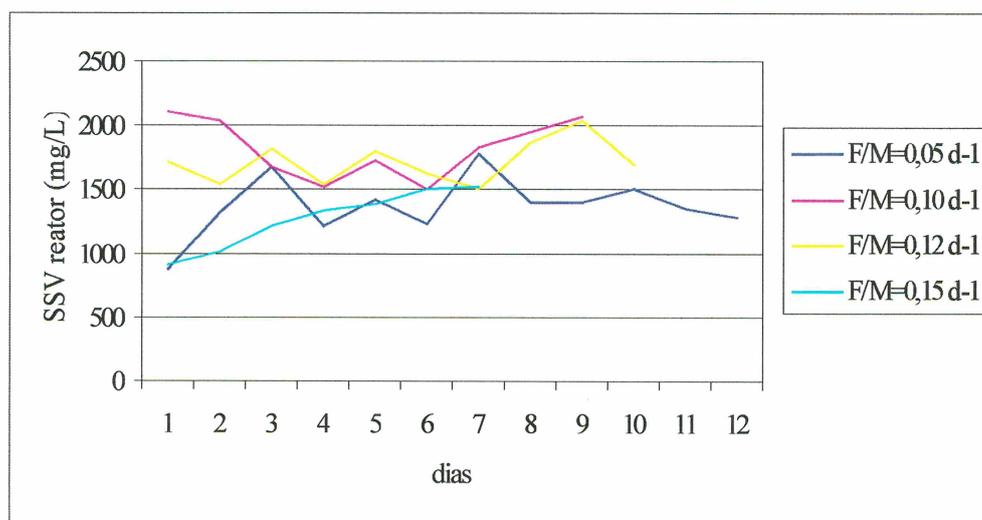


FIGURA 29: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis no reator durante o Experimento III

Como afirmado anteriormente, é recomendada a faixa de concentração de SSV de 1500 a 3500 mg/L para tratamentos biológicos. O sistema de tratamento estudado

apresentou valores abaixo destes limites para os valores de F/M de  $0,05 \text{ d}^{-1}$  e de  $0,15 \text{ d}^{-1}$ . Mesmo com a adição de maior quantidade de lodo introduzida no sistema durante o período de aclimação, os valores tendiam a estas concentrações mais baixas, provavelmente devido à digestão aeróbia do lodo (fase endógena).

A Figura 30 apresenta os valores de concentração de sólidos suspensos no efluente final. Comparando este experimento ao Experimento II, nota-se que os valores das concentrações de sólidos suspensos totais no efluente tratado são da mesma ordem de grandeza, comparando taxas iguais.

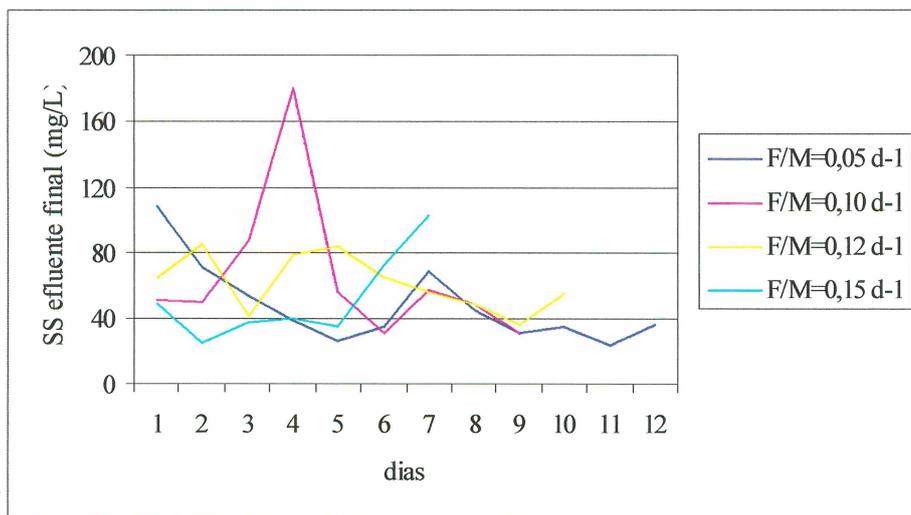


FIGURA 30: Concentração de sólidos suspensos totais no efluente tratado durante o Experimento III

Diariamente era feito o teste de sedimentação, os resultados estão representados na Figura 31.

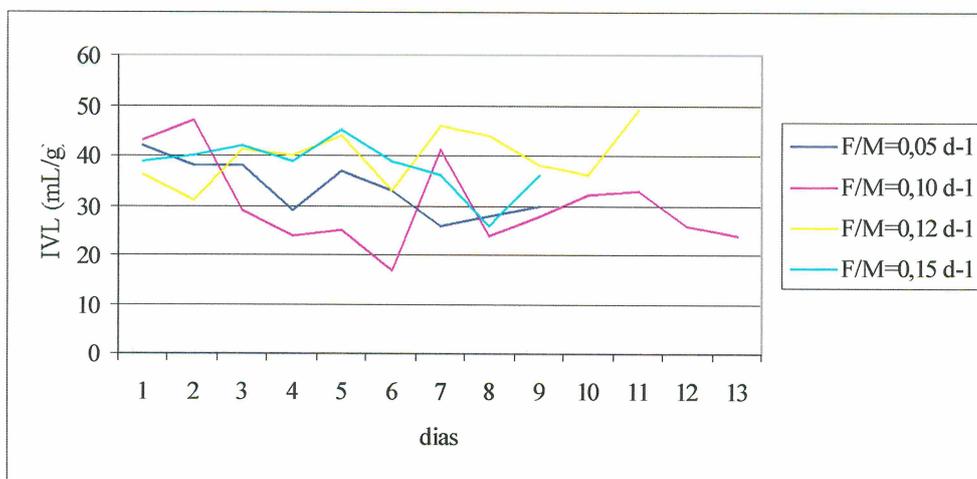


FIGURA 31: Evolução do Índice Volumétrico de Lodo durante o Experimento III

Os valores de IVL entre 0 e 50 indicam que a sedimentabilidade é ótima, tendo sido verificados, em todas as taxas (F/M) utilizadas, valores abaixo de 50 (Figura 31). Os resultados obtidos aqui são similares aos do Experimento II. Também pode-se comparar a melhor sedimentabilidade do lodo em relação à taxas maiores adotadas nos experimentos anteriores.

As Tabelas 13, 14, 15 e 16 contêm os dados relativos aos parâmetros monitorados durante os experimentos.

TABELA 13 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento III (F/M = 0,05 d<sup>-1</sup>)

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
1075	84	92,2	104	108	1240	880
1075	63	94,1	104	72	1950	1310
1075	50	95,3	104	54	2010	1670
1075	72	93,3	1045	39	1670	1220
1075	51	95,3	104	27	2110	1420
1075	65	94,0	104	35	1830	1230
1075	61	94,3	104	69	2200	1780
1075	74	93,1	104	45	1910	1410
1075	53	95,1	104	31	1820	1400
808	41	94,9	116	35	1930	1500
808	39	95,2	116	24	1780	1350
808	52	93,6	116	36	1640	1280
	59*	94,2*		48*	1841*	1371*

TABELA 14 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento III (F/M = 0,10 d<sup>-1</sup>)

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
563	42	82,5	76	51	3060	2100
1075	59	94,5	104	50	2890	2030
1075	85	92,1	104	88	2360	1680
1075	53	95,1	104	180	2630	1520
1075	77	92,8	104	56	2040	1730
1075	52	95,2	104	32	2150	1500
1075	60	94,4	104	58	2210	1840
1075	41	96,2	104	49	2420	1950
1075	59	94,5	104	31	2670	2070
	59*	94,1*		66*	2492*	1824*

TABELA 15 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento III (F/M = 0,12 d<sup>-1</sup>)

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
808	94	88,4	116	65	1930	1710
808	60	92,6	116	85	1680	1540
808	55	93,2	116	41	2010	1820
808	84	89,6	116	79	1810	1540
808	44	94,6	116	84	2130	1790
808	47	94,2	116	65	1940	1630
993	65	93,5	132	56	1800	1510
993	76	92,3	132	49	2110	1870
993	43	95,7	132	37	2230	2030
993	52	94,8	132	55	1830	1700
	62*	92,9*		62*	1947*	1714*

TABELA 16 - Valores médios do parâmetros analisados durante o Experimento III (F/M = 0,15 d<sup>-1</sup>)

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
810	79	90,2	120	49	1170	900
810	46	94,3	120	25	1280	1010
810	37	95,4	120	38	1330	1220
810	53	93,4	120	40	1520	1340
980	83	91,6	130	35	1640	1380
980	74	92,5	130	73	1920	1500
980	53	94,7	130	103	1940	1530
	61*	93,1*		52	1543*	1269*

#### 4.3.1 Análise Microscópica

A análise microscópica indicou que os flocos eram compactos, o que facilitava a sedimentação, e foi observada a presença de microrganismos que indicam boa remoção de matéria orgânica, como pedunculados e rotíferos, além de muitos ciliados. As duas análises, de IVL e microscópica, complementaram-se, indicando ter havido uma ótima sedimentabilidade do lodo gerado. As Figuras 32, 33, 34 e 35 mostram o resultado da análise microscópica realizada.

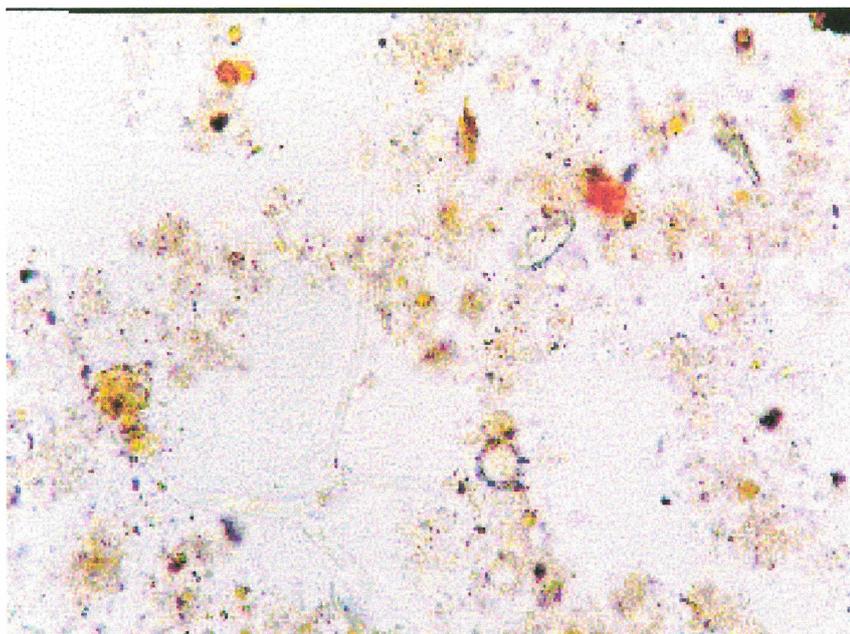


FIGURA 32: Lodo do reator com carga orgânica aplicada de  $0,05 \text{ d}^{-1}$   
(100x)

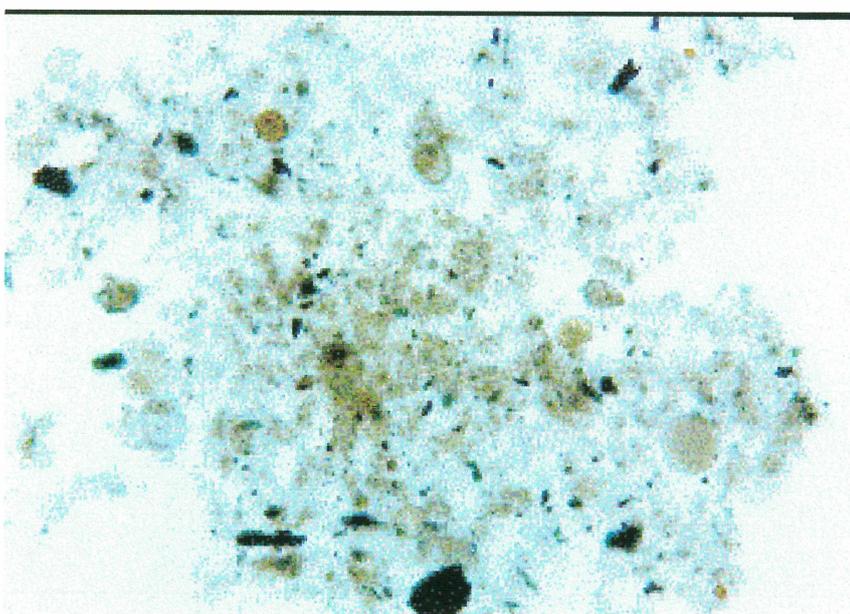


FIGURA 33: Lodo do reator com carga orgânica aplicada de  $0,10 \text{ d}^{-1}$   
(100x)

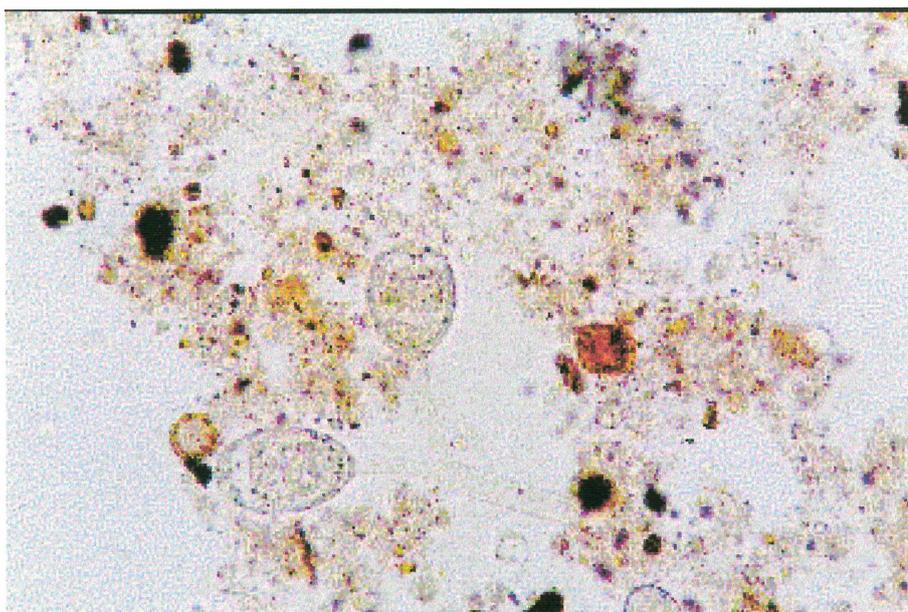


FIGURA 34: Lodo do reator com carga orgânica aplicada de  $0,15 \text{ d}^{-1}$   
(100x)

O lodo começou a filamentar novamente quando foi aplicada a carga de  $0,20 \text{ d}^{-1}$ , repetindo o ocorrido nos experimentos I e II. VON SPERLING (1997) cita que a presença de carboidratos rapidamente biodegradáveis no efluente a ser tratado propicia um ambiente favorável ao aumento dos microrganismos filamentosos, podendo ser a explicação para os resultados obtidos com o tratamento dos despejos da indústria de refrigerantes.

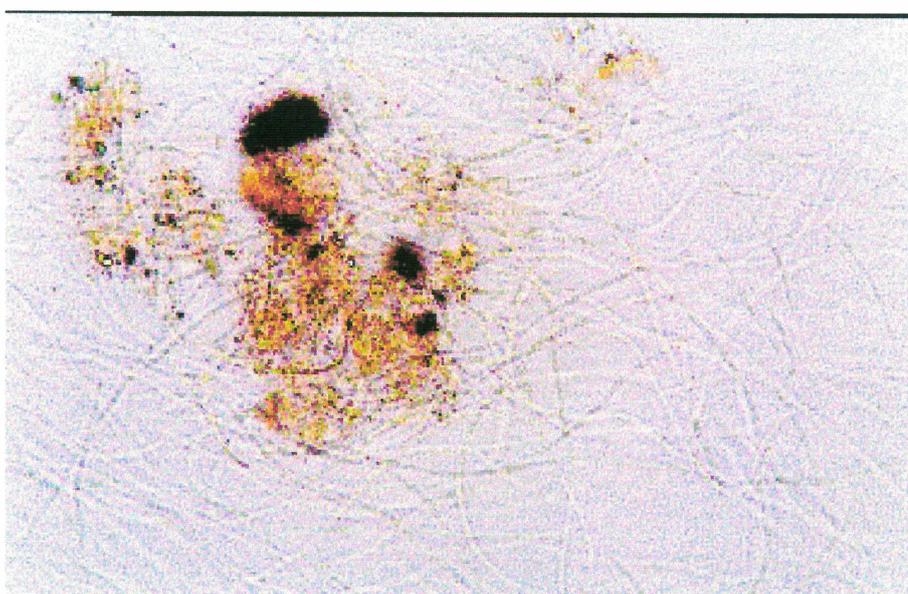


FIGURA 35: Lodo do reator com carga orgânica aplicada de  $0,20 \text{ d}^{-1}$   
(100x)

### 4.3.2 Influência do Tempo na Remoção de DQO e na Concentração de Sólidos Suspensos Voláteis

Para cada F/M adotado, foram feitos testes para acompanhar a remoção de DQO e a variação da concentração de sólidos suspensos voláteis ao longo do tempo, para determinar qual seria o período ideal para que a remoção de matéria orgânica se completasse, determinando-se então o ciclo ideal a ser adotado. Desejava-se também descobrir em que etapa estava sendo medida a concentração de sólidos que seria usada na cinética. Após 7 h notou-se que não havia mais redução da DQO, tendo sido monitorado o sistema até este período de tempo. Os resultados desses testes são demonstrados nas Figuras 36 e 37.

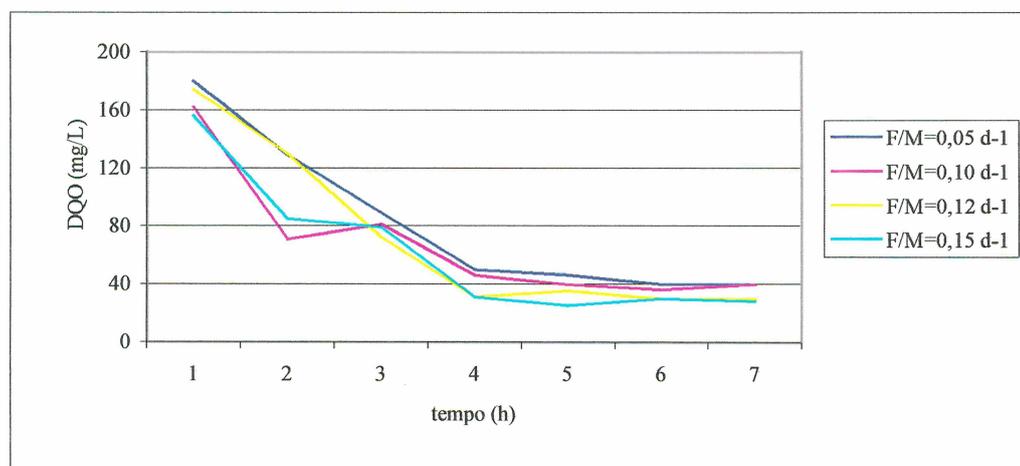


FIGURA 36: Variação da concentração de matéria orgânica ao longo do tempo (durante o Experimento III)

Pode-se observar que após 4 h a DQO do efluente tratado permanece constante, o que indica que a biomassa já consumiu todo o substrato alimentado (efluente bruto), podendo a duração do ciclo ser diminuída para este período (4 h). Deste modo, o volume do reator é reduzido em relação ao ciclo de 24 h estudado.

Na Figura 37 pode-se observar a variação de sólidos suspensos voláteis no sistema. Depois das 6 primeiras horas em que houve redução dos sólidos, houve uma estabilização de sua concentração. A hipótese para este fato é de que houve uma digestão aeróbia do lodo, devido ao longo período do ciclo, verificado pela variação da concentração de microrganismos no sistema. O sistema operou na fase de decaimento

endógeno, quando as células se extinguem mais rapidamente do que são produzidas novas células.

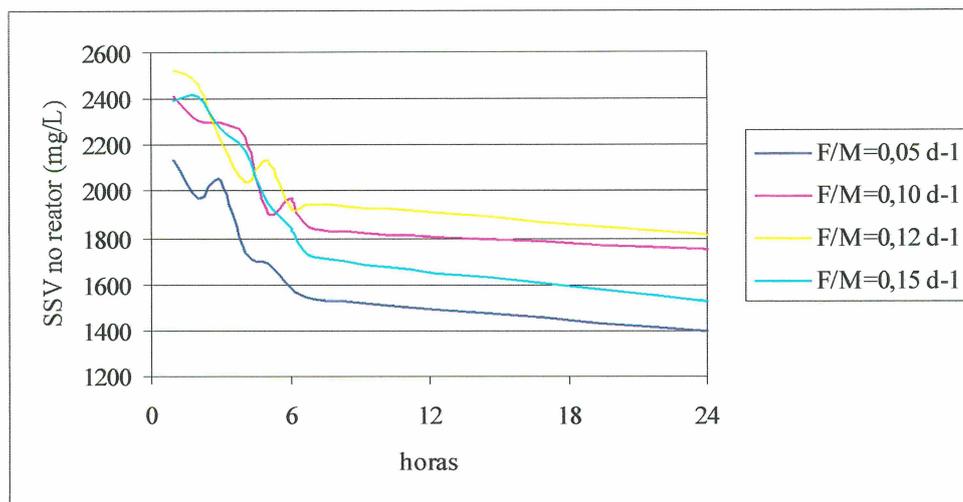


FIGURA 37: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis ao longo do tempo (durante o Experimento III)

#### 4.3.3 Determinação dos Coeficientes Cinéticos

Os dados obtidos nos experimentos foram utilizados para a obtenção dos coeficientes cinéticos do processo de lodos ativados em batelada para o despejo de uma indústria de refrigerantes. A Figura 38 mostra o modo de obtenção dos valores do coeficiente de rendimento celular ( $Y$ ) e da taxa de respiração endógena ( $k_d$ ).

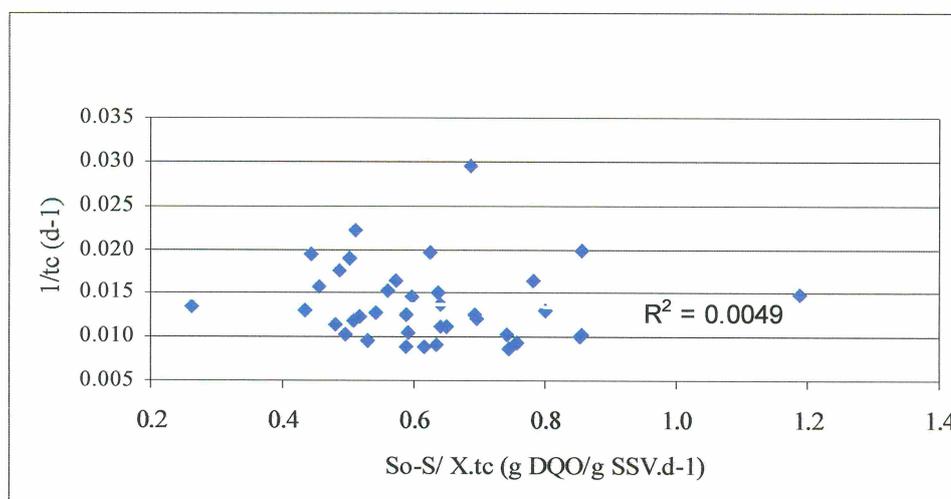


FIGURA 38: Coeficiente de rendimento celular ( $Y$ ) e de respiração endógena ( $k_d$ ) para o despejo de refrigerantes.

$t_c$  = idade de lodo (d)

$S_0 - S$  = redução da concentração do substrato, em DQO (mg/L)

$X$  = concentração de sólidos suspensos voláteis no reator (mg/L)

A idade de lodo ( $t_c$ ) foi calculada pela relação entre a massa de sólidos no sistema e a massa descartada diariamente, sendo que este descarte foi considerado com as amostras para análise no laboratório e o sobrenadante descarregado no ciclo. As idades de lodo calculadas estão resumidas na Tabela 17.

TABELA 17 - Cálculo da idade de lodo – indústria de refrigerantes

F/M (d <sup>-1</sup> )	$X_r$ (mg/L)	$V_{amostra}$ (L/d)	$X_f$ (mg/L)	$V_{sobren}$ (L/d)	$M_{descarte}$ (mg/d)	$M_{total}$ (mg)	$t_c$ (d)
0,05	880	0,06	64	0,8	104,0	7040	67,7
	1310	0,06	72	0,8	136,2	10480	76,9
	1670	0,06	28	0,8	122,6	13360	109,0
	1220	0,06	31	0,8	98,0	9760	99,6
	1420	0,06	17	0,8	98,8	11360	115,0
	1230	0,06	35	0,8	101,8	9840	96,7
	1780	0,06	54	0,8	150,0	14240	94,9
	1410	0,06	40	0,8	116,6	11280	96,7
	1400	0,06	25	0,8	104,0	11200	107,7
	1500	0,06	30	0,8	114,0	12000	105,3
	1350	0,06	20	0,8	97,0	10800	111,3
	1280	0,06	19	0,8	92,0	10240	111,3
0,10	2100	0,06	51	2,0	228,0	16800	73,7
	2030	0,06	40	2,0	201,8	16240	80,5
	1680	0,06	81	2,0	262,8	13440	51,1
	1520	0,06	134	2,0	359,2	12160	33,9
	2010	0,06	190	2,0	500,6	16080	32,1
	1730	0,06	50	2,0	203,8	13840	67,9
	1500	0,06	28	2,0	146,0	12000	82,2
	1840	0,06	58	2,0	226,4	14720	65,0
	1950	0,06	42	2,0	201,0	15600	77,6
	2070	0,06	23	2,0	170,2	16560	97,3
0,12	1710	0,06	52	2,2	217,0	13680	63,0
	1540	0,06	82	2,2	272,8	12320	45,2
	1820	0,06	37	2,2	190,6	14560	76,4
	1540	0,06	64	2,2	233,2	12320	52,8
	1790	0,06	78	2,2	279,0	14320	51,3
	1630	0,06	60	2,2	229,8	13040	56,7
	1510	0,06	34	2,2	165,4	12080	73,0
	1870	0,06	30	2,2	178,2	14960	84,0
	2030	0,06	28	2,2	183,4	16240	88,5
	1700	0,06	55	2,2	223,0	13600	61,0
0,15	900	0,06	50	1,8	144,0	7200	50,0
	1010	0,06	40	1,8	132,6	8080	60,9
	1220	0,06	20	1,8	109,2	9760	89,4
	1340	0,06	30	1,8	134,4	10720	79,8
	1380	0,06	31	1,8	138,6	11040	79,7
	1500	0,06	24	1,8	133,2	12000	90,1
	1530	0,06	52	1,8	185,4	12240	66,0

em que

$$M_{\text{descarte}} = X_r \cdot V_{\text{amostra}} + X_f \cdot V_{\text{sobrenad}}$$

$$M_{\text{total}} = V_r \cdot X_r$$

$$t_c = M_{\text{total}} / M_{\text{descarte}}$$

$X_r$  = concentração de sólidos suspensos voláteis no reator, mg/L.

$V_{\text{amostra}}$  = Volume coletado para análise de SSV por dia, L/d.

$X_f$  = Concentração de sólidos suspensos voláteis do efluente tratado, mg/L.

$V_{\text{sobrenad}}$  = Volume retirado do reator por dia, L/d.

$M_{\text{descarte}}$  = Massa descartada de sólidos por dia, mg/d.

$M_{\text{total}}$  = Massa total de sólidos do reator, mg.

$V_r$  = Volume do reator, 8 L.

$t_c$  = idade de lodo, d.

A Figura 39 apresenta o gráfico utilizado para determinação da máxima taxa de utilização do substrato ( $k$ ) e da constante de saturação ( $K_s$ ).

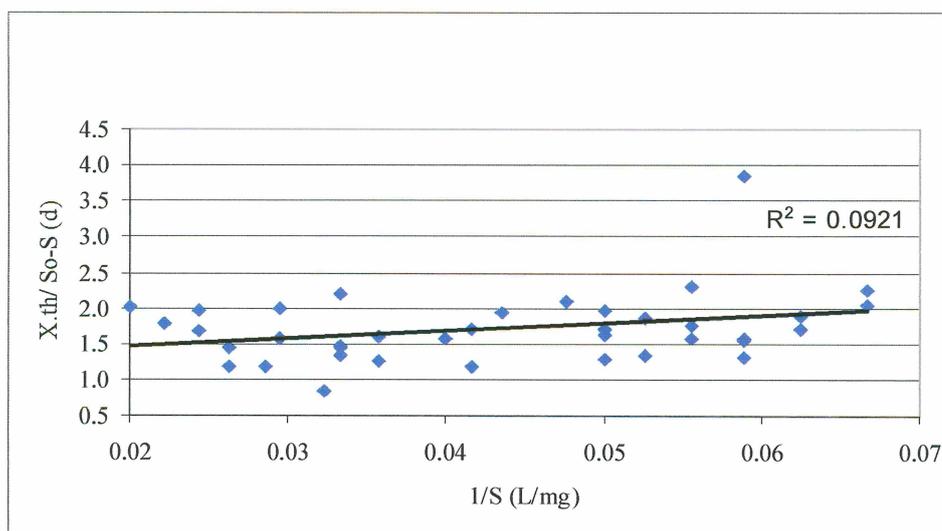


FIGURA 39 - Constante de saturação ( $K_s$ ) e da velocidade máxima de crescimento ( $k$ ) para o despejo de refrigerantes

$t_h$  = tempo de detenção hidráulico, (h)

$S$  = DQO solúvel do efluente final (mg/L)

Pode-se notar que os pontos não representam numa tendência ascendente, como era de se esperar. Na Figura 38, por exemplo, a tendência chega a ser para inclinação negativa, e o esperado era que, com o aumento da relação  $F/M$ , a diferença entre a concentração de entrada e saída de matéria orgânica, ou DQO, fosse aumentando.

Supõe-se que tal comportamento deve-se ao fato do ciclo escolhido para operação ter sido muito longo, de tal forma que não ocorreram diferenças significativas para as diferentes relações F/M. Outra hipótese é de que os pequenos intervalos de F/M utilizados, limitados pelo intumescimento filamentosos, não possibilitaram a obtenção dos coeficientes cinéticos do processo. O gráfico da variação da concentração de sólidos suspensos voláteis em função do tempo, representado pela Figura 37, também pode justificar a dificuldade em se obter tais parâmetros: os sólidos eram amostrados depois de 20 horas de operação, e percebe-se que, como houve digestão do lodo, esta concentração não representa a concentração ideal para realizar o estudo da cinética.

O tempo de retenção hidráulica foi adotado como 24 h, como utilizado por AFONSO (1999) que seguindo este critério também não conseguiu obter os coeficientes cinéticos. Para consegui-lo, utilizou V/Q como o tempo de retenção hidráulica. Como a alimentação do Experimento III era instantânea e o tempo total de 24 h, pode-se admitir que houve dificuldades para obter resultados com base em modelos contínuos.

#### 4.4 DESEMPENHO DO PROCESSO DE TRATAMENTO DURANTE O EXPERIMENTO IV (ABATEDOURO DE AVES)

Para o tratamento do efluente proveniente do abatedouro de aves, foram escolhidas as seguintes taxas:  $0,05 \text{ d}^{-1}$ ;  $0,10 \text{ d}^{-1}$ ;  $0,20 \text{ d}^{-1}$ ;  $0,25 \text{ d}^{-1}$ ; e  $0,30 \text{ d}^{-1}$ .

A temperatura no reator variou de 23 a 26° C, e o pH durante a reação variou de 6,7 a 7,6. O pH do despejo não foi corrigido, pois já possuía um pH próximo do neutro.

Durante o experimento a concentração de oxigênio dissolvido variou de 5 a 6 mg/L durante o experimento.

A Figura 40 apresenta a DQO final do efluente tratado. A concentração final de matéria orgânica do efluente tratado pelo sistema estudado apresentou valores altos para a emissão de efluentes, bem como uma baixa eficiência, exceto quando trabalhou-se com F/M de  $0,05 \text{ d}^{-1}$ .

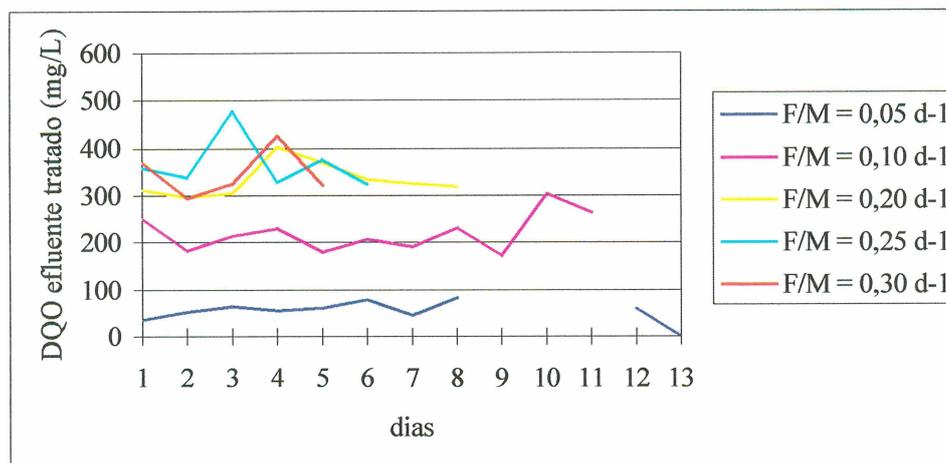


FIGURA 40: Evolução da DQO do efluente tratado durante o Experimento IV

A Figura 41 mostra a redução de matéria orgânica observada durante os experimentos com o despejo coletado no abatedouro de aves. Em alguns valores de F/M, foram coletados valores por poucos dias, pois o objetivo era verificar a ocorrência ou não do intumescimento observado (exceto para  $F/M = 0,15 \text{ d}^{-1}$ ) no despejo da indústria de refrigerantes.

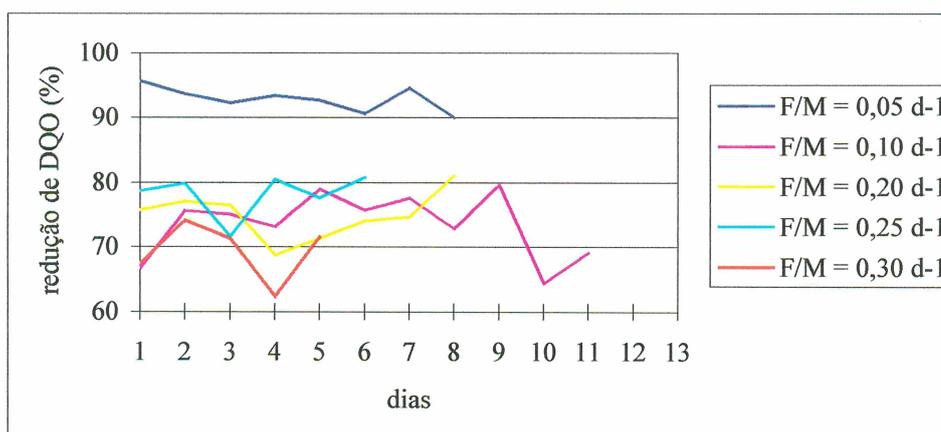


FIGURA 41: Eficiência de remoção de matéria orgânica no Experimento IV

As eficiências médias para cada carga orgânica aplicada foram de 92,9% para  $F/M$  de  $0,05 \text{ d}^{-1}$ ; de 73,8% para  $F/M$  de  $0,10 \text{ d}^{-1}$ ; de 74,8% para  $F/M$  de  $0,20 \text{ d}^{-1}$ ; de 78,1% para  $F/M$  de  $0,25 \text{ d}^{-1}$ ; e de 69,3% para  $F/M$  de  $0,30 \text{ d}^{-1}$ . A carga orgânica aplicada foi aumentada ainda até  $0,60 \text{ d}^{-1}$ , não ocorrendo filamentação do lodo.

A concentração de sólidos suspensos voláteis durante a fase de reação está contida na Figura 42. Os valores para o tratamento de despejos de abatedouro de aves foram menores que os obtidos no tratamento de despejos de indústria de refrigerantes, pelo fato dos microrganismos reagirem diferenciadamente a substratos de diferentes naturezas.

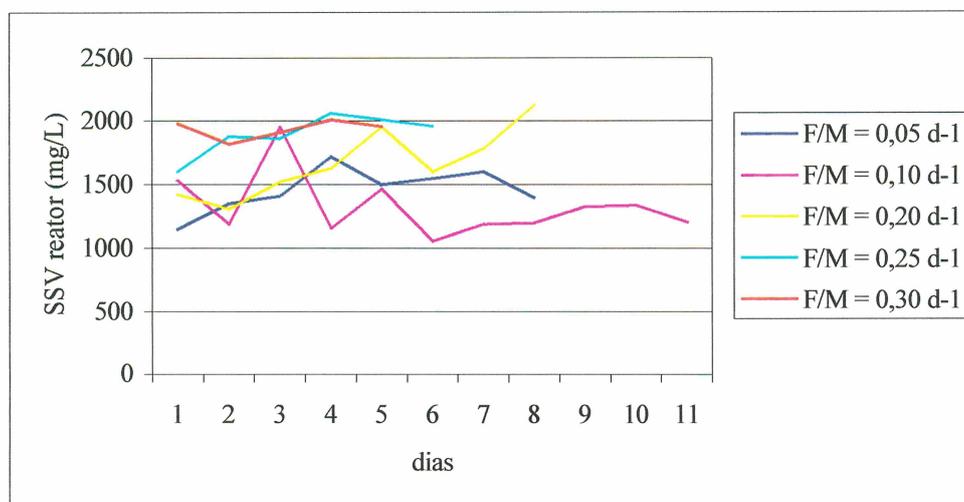


FIGURA 42: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis no reator durante o Experimento IV

A quantidade elevada de sólidos suspensos no efluente final contribuiu para os altos valores de DQO encontrados, pois a DQO solúvel determinada era bem menor que a DQO total. A Figura 43 ilustra a concentração de sólidos suspensos no efluente final. Após deixar a amostra em repouso por mais um tempo e realizando a DQO do sobrenadante, também encontrou-se valores menores. Em todas as etapas do tratamento do despejo do abatedouro o sobrenadante apresentou-se muito turvo, com muitos sólidos em suspensão, sendo os flocos observados ao microscópio pouco compactos.

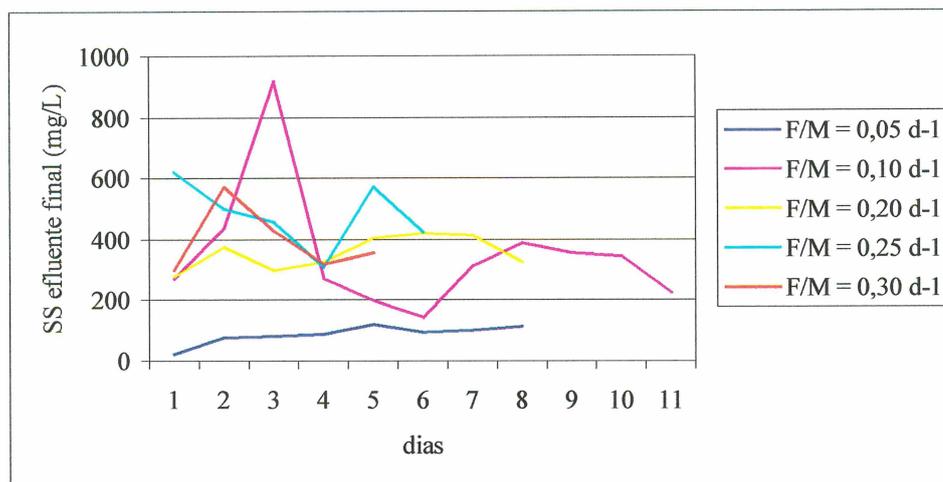


FIGURA 43: Concentração de sólidos suspensos totais no efluente tratado no Experimento IV

A diferença do aspecto do lodo observado no caso do tratamento de despejos da indústria de refrigerante e do abatedouro de aves, bem como a diferença entre os valores de eficiência de remoção de matéria orgânica (em termos de redução da DQO) indicam que cada tipo de despejo deve ser analisado antes do sistema de tratamento ser implantado, para serem levantadas todas as características do tratamento antes do projeto final. O não intumescimento filamentososo do lodo no caso do tratamento de despejos de abatedouro de aves e o próprio aspecto de sedimentação também indicam que a natureza do efluente altera o comportamento dos lodos ativados de maneira significativa.

A Figura 44 apresenta os valores do IVL medidos durante 5 taxas no experimento. Os valores indicam ótima sedimentabilidade do lodo, embora o efluente não tenha sido clarificado suficientemente, não sendo a interface sólidos sedimentados/líquido clarificado tão nítida quanto no caso da operação do sistema de tratamento de efluentes de indústria de refrigerantes. Isto é também explicado pelos altos valores de sólidos suspensos totais.

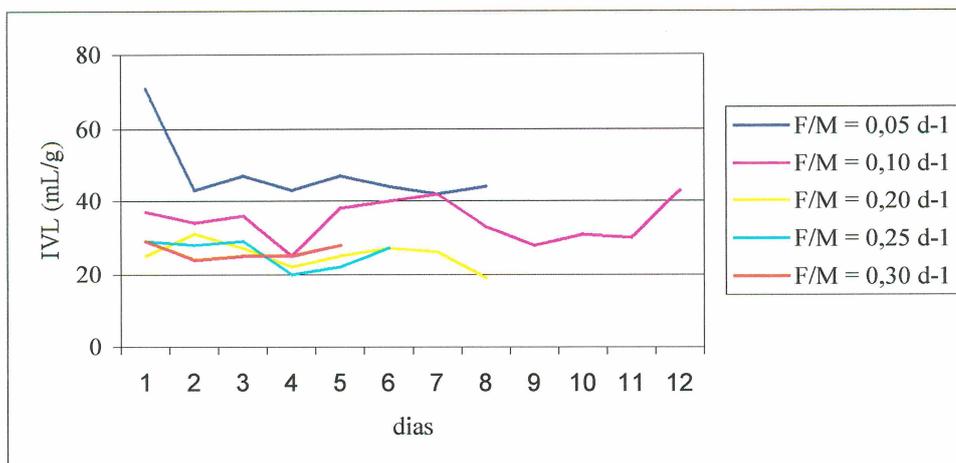


FIGURA 44: Evolução do Índice Volumétrico de Lodo durante o Experimento

#### IV

Para as cargas orgânicas aplicadas de  $0,05 \text{ d}^{-1}$  a  $0,30 \text{ d}^{-1}$  não houve necessidade de descarte de lodo. Para F/M de  $0,40$  e  $0,60 \text{ d}^{-1}$  começou a aumentar a concentração de sólidos suspensos, necessitando de descarte.

As Tabelas 18, 19, 20, 21 e 22 contêm os dados relativos aos parâmetros monitorados.

TABELA 18 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento IV (F/M =  $0,05 \text{ d}^{-1}$ )

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
833	36	95,7	420	22	1690	1150
833	53	93,6	420	76	2320	1350
833	64	92,3	420	81	2140	1410
833	55	93,4	420	88	2310	1720
833	61	92,7	420	120	2110	1500
833	78	90,6	420	93	2060	1550
833	45	94,6	420	101	2170	1600
833	83	90,0	420	114	2270	1400
	59*	92,9*		87*	2134*	1460*

TABELA 19 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento IV (F/M = 0,10 d<sup>-1</sup>).

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
750	250	66,7	400	270	2420	1530
750	183	75,6	400	436	1960	1190
855	214	75,0	292	920	2420	1950
855	230	73,1	292	270	1320	1160
855	180	78,9	292	198	1510	1470
855	208	75,7	292	144	1440	1060
855	192	77,5	292	312	1800	1190
855	232	72,9	292	388	1810	1200
855	174	79,6	292	356	1920	1330
855	304	64,4	292	344	2020	1340
855	264	69,1	292	224	1380	1210
	221*	73,8*		287*	1818*	1330*

TABELA 20 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento IV (F/M = 0,20 d<sup>-1</sup>).

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
1286	312	75,7	180	277	1960	1420
1286	296	77,0	180	374	1920	1310
1286	304	76,4	180	298	2170	1520
1286	403	68,7	180	326	2290	1630
1286	370	71,2	180	405	2810	1950
1286	334	74,0	180	420	2180	1600
1286	326	74,7	180	413	2310	1780
1680	318	81,1	920	326	2560	2120
	333*	74,8*		355*	2275*	1666*

TABELA 21 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento IV (F/M = 0,25 d<sup>-1</sup>).

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
1680	359	78,6	920	620	2060	1600
1680	339	79,8	920	500	2520	1880
1680	478	71,5	920	456	2440	1860
1680	328	80,5	920	308	2920	2060
1680	376	77,6	920	572	2710	2010
1680	324	80,7	920	423	2540	1960
	367*	78,1*		480*	2532*	1895*

TABELA 22 - Valores médios dos parâmetros analisados durante o Experimento IV (F/M = 0,30 d<sup>-1</sup>).

DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Eficiência de remoção (%)	SS entrada (mg/L)	SS saída (mg/L)	SS reator (mg/L)	SSV reator (mg/L)
1135	370	67,4	656	300	2430	1980
1135	294	74,1	656	572	2110	1820
1135	326	71,3	656	427	2340	1910
1135	427	62,4	656	318	2780	2010
1135	323	71,5	656	356	2520	1960
	348*	69,3*		395*	2436*	1936*

#### 4.4.1 Análise Microscópica do Lodo

Pode-se notar pela Figura 45 que o lodo no caso do tratamento de despejos de abatedouro apresentava-se menos compacto, com flocos mais frágeis, dispersos. Durante a aeração também foi observada maior produção de espumas que no tratamento de despejos de refrigerantes. Foi observada menor presença de microrganismos no lodo, e não apareceram pedunculados como no caso do efluente da indústria de refrigerantes, por este ser um ambiente mais propício a sua proliferação. Não foi observada presença de filamentos em excesso em nenhuma das taxas utilizadas, confirmando que a natureza do despejo a ser tratado influencia muito o desempenho dos lodos ativados em batelada. A Figura 46 também apresenta a estrutura dos flocos de lodos ativados.

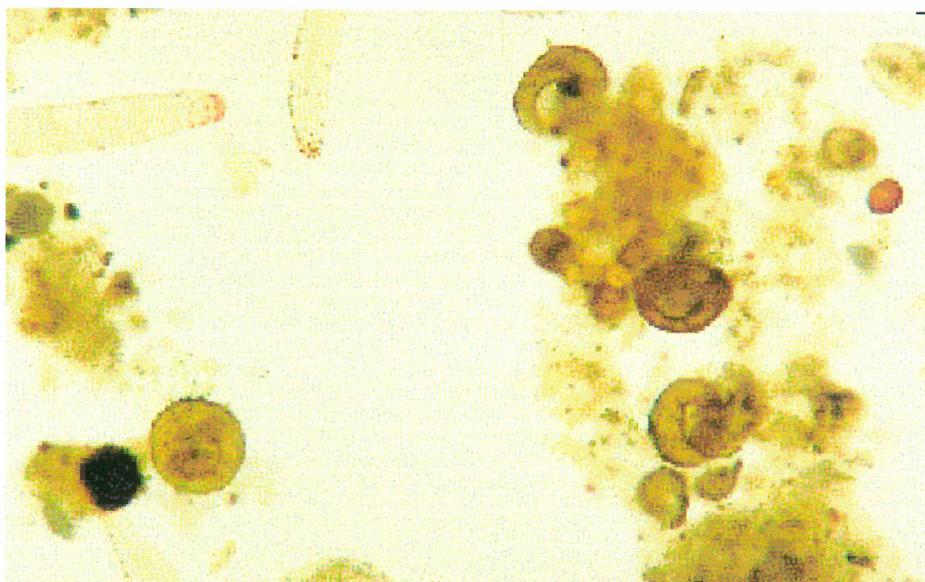


FIGURA 45 – Lodo do reator durante tratamento de despejos de abatedouro de aves (F/M = 0,10 d<sup>-1</sup>) (100x)



FIGURA 46: Floco de lodo ativado durante tratamento de despejos de abatedouro de aves ( $F/M = 0,30 \text{ d}^{-1}$ ) (100x)

#### 4.4.2 Influência do Tempo na Concentração de Matéria Orgânica e Concentração de Sólidos Suspensos Voláteis

Foram avaliados o consumo de matéria orgânica e a concentração de sólidos suspensos voláteis durante o ciclo no Experimento IV, para determinar o comportamento do sistema. As Figuras 47 e 48 mostram os resultados das análises.

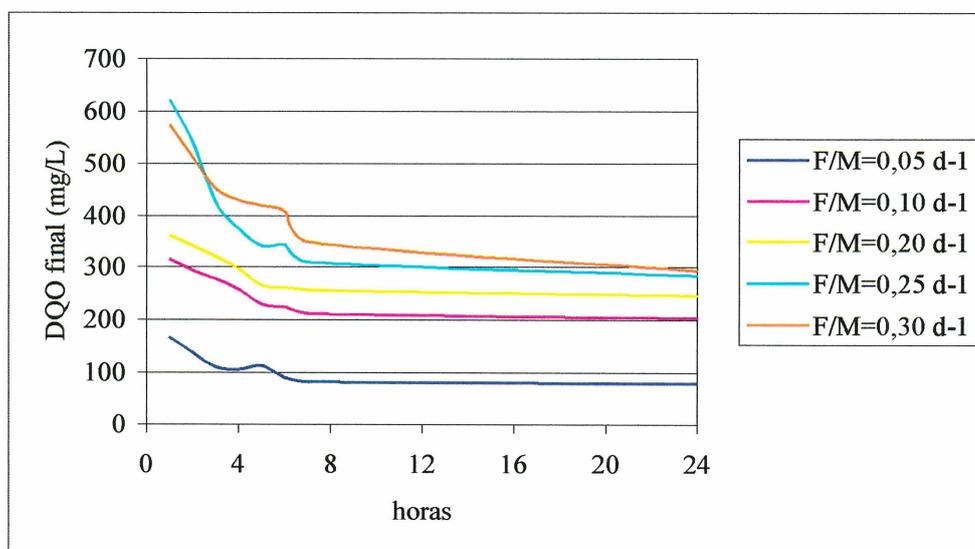


FIGURA 47: Variação da concentração de matéria orgânica no ciclo (durante o Experimento IV)

O comportamento do sistema para o tratamento de despejos de abatedouro de aves assemelha-se muito ao de despejos de indústria de refrigerantes. Neste experimento após 6 h de reação a concentração de matéria orgânica não sofreu variação significativa, indicando que o ciclo pode ter sua duração diminuída.

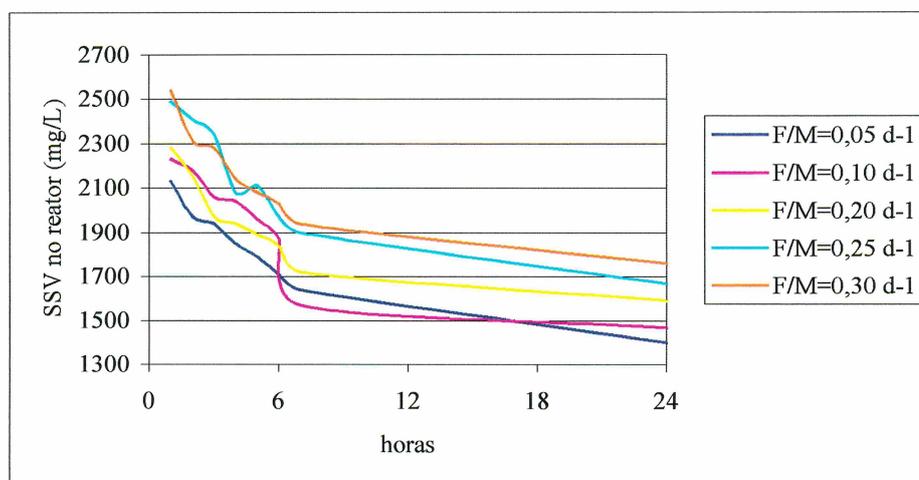


FIGURA 48: Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis no ciclo (durante o Experimento IV)

A concentração de sólidos suspensos voláteis também diminuiu com o tempo, indicando a digestão do lodo.

#### 4.4.3 Determinação dos Coeficientes Cinéticos

Foram elaborados os gráficos para obtenção dos coeficientes cinéticos do processo. Observa-se que não houve uma relação significativa entre os dados obtidos, gerando coeficientes muito pequenos ou retas com tendência de inclinação negativa (Figuras 49 e 50).

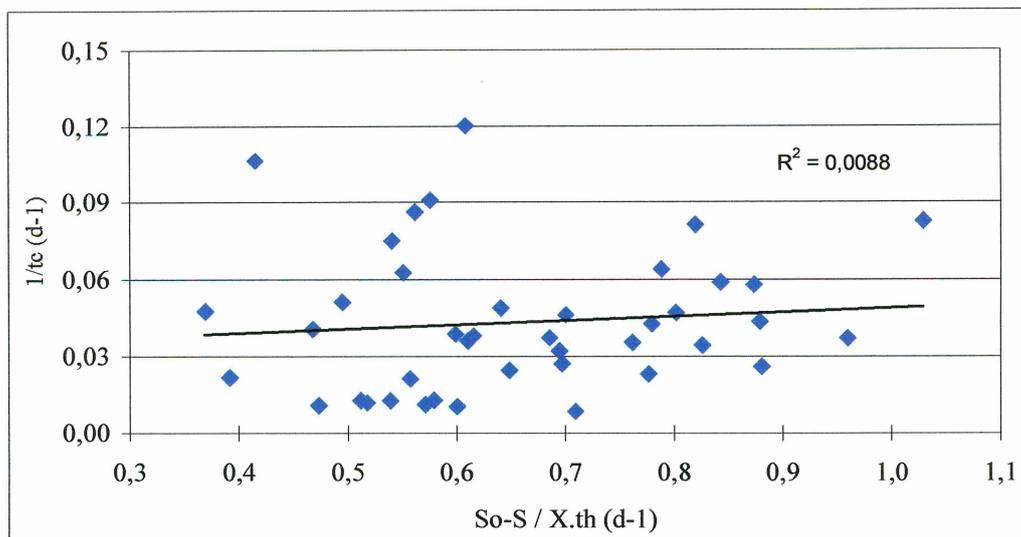


FIGURA 49 - Coeficiente de rendimento celular ( $Y$ ) e de respiração endógena ( $k_d$ ) para o despejo de abatedouro de aves.

$X$  = concentração de sólidos suspensos voláteis no reator (mg/L)

$t_c$  = idade de lodo (d)

$t_h$  = tempo de retenção hidráulica, (d)

$S_o - S$  = redução da concentração do substrato, em DQO (mg/L)

$S$  = DQO solúvel do efluente final (mg/L)

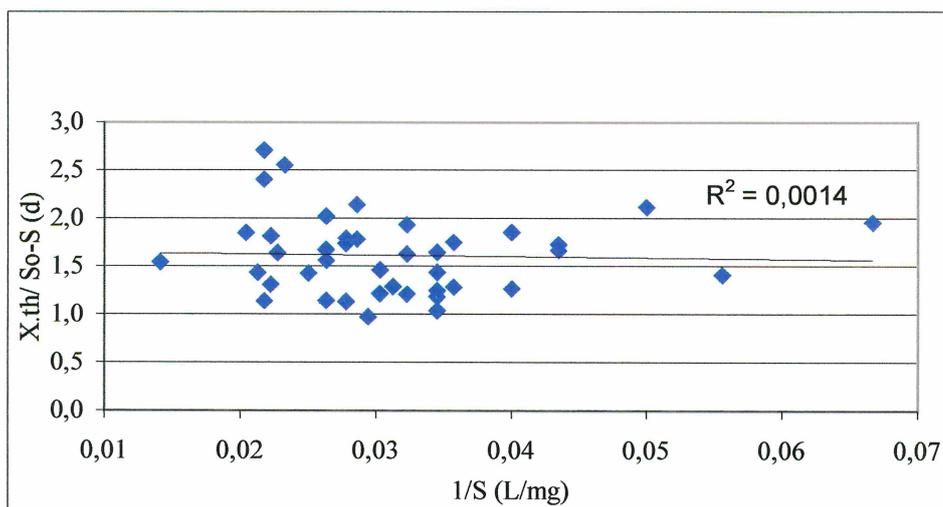


FIGURA 50 - Constante de saturação ( $K_s$ ) e da velocidade máxima de crescimento ( $k$ ) para o despejo de abatedouro de aves.

Os valores dos parâmetros utilizados para a obtenção dos gráficos nas Figuras 49 e 50 estão no Anexo A, e o cálculo da idade de lodo do sistema ( $t_c$ ) está na tabela 23.

TABELA 23 - Cálculo da idade de lodo – abatedouro de aves

F/M (d <sup>-1</sup> )	X <sub>r</sub> (mg/L)	V <sub>amostra</sub> (L/d)	X <sub>f</sub> (mg/L)	V <sub>sobren</sub> (L/d)	M <sub>descarte</sub> (mg/d)	M <sub>total</sub> (mg)	t <sub>c</sub> (d)
0,05	1150	0,06	22	0,55	81,1	9200	113,4
	1350	0,06	52	0,65	114,8	10800	94,1
	1410	0,06	64	0,68	128,1	11280	88,0
	1720	0,06	60	0,82	152,4	13760	90,3
	1500	0,06	90	0,72	154,8	12000	77,5
	1550	0,06	76	0,74	149,2	12400	83,1
	1600	0,06	90	0,77	165,3	12800	77,4
	1400	0,06	94	0,67	147,0	11200	76,2
0,10	1530	0,06	250	1,63	499,3	12240	24,5
	1190	0,06	236	1,27	371,1	9520	25,7
	1950	0,06	850	1,82	1664,0	15600	9,4
	1160	0,06	170	1,08	253,2	9280	36,7
	1470	0,06	120	1,37	252,6	11760	46,6
	1060	0,06	136	0,99	198,2	8480	42,8
	1190	0,06	212	1,11	306,7	9520	31,0
	1200	0,06	258	1,12	361,0	9600	26,6
	1330	0,06	246	1,24	384,8	10640	27,6
	1340	0,06	262	1,25	407,9	10720	26,3
	1210	0,06	148	1,13	239,8	9680	40,4
0,20	1420	0,06	120	1,77	297,6	11360	38,2
	1310	0,06	192	1,63	391,6	10480	26,8
	1520	0,06	174	1,89	420,1	12160	28,9
	1630	0,06	181	2,03	465,2	13040	28,0
	1950	0,06	268	2,43	768,2	15600	20,3
	1600	0,06	364	1,99	820,4	12800	15,6
	1780	0,06	252	2,21	663,7	14240	21,5
	2120	0,06	297	2,02	727,1	16960	23,3
0,25	1600	0,06	504	1,9	1053,6	12800	12,1
	1880	0,06	340	2,24	874,4	15040	17,2
	1860	0,06	244	2,21	650,8	14880	22,9
	2060	0,06	268	2,45	780,2	16480	21,1
	2010	0,06	495	2,39	1303,7	16080	12,3
	1960	0,06	347	2,33	926,1	15680	16,9
0,30	1980	0,06	210	4,19	998,7	15840	15,9
	1820	0,06	427	3,85	1753,2	14560	8,3
	1910	0,06	316	4,04	1391,2	15280	11,0
	2010	0,06	257	4,25	1212,9	16080	13,3
	1960	0,06	298	4,14	1351,3	15680	11,6

em que:

$$M_{\text{descarte}} = X_r \cdot V_{\text{amostra}} + X_f \cdot V_{\text{sobrenad}}$$

$$M_{\text{total}} = V_r \cdot X_r$$

$$t_c = M_{\text{total}} / M_{\text{descarte}}$$

X<sub>r</sub> = concentração de sólidos suspensos voláteis no reator, mg/L.

V<sub>amostra</sub> = Volume coletado para análise de SSV por dia, L/d.

$X_f$  = Concentração de sólidos suspensos voláteis do efluente tratado, mg/L.

$V_{sobren}$  = Volume retirado do reator por dia, L/d.

$M_{descarte}$  = Massa descartada de sólidos por dia, mg/d.

$M_{total}$  = Massa total de sólidos do reator, mg.

$V_r$  = Volume do reator, 8 L.

$t_c$  = idade de lodo, d.

Na Tabela A.3 do Anexo A, estão resumidos os resultados da redução de matéria orgânica e de sedimentabilidade dos quatro experimentos realizados.

## 5 CONCLUSÕES

O sistema de lodos ativados em batelada seqüencial apresentou-se como uma alternativa viável para sistemas de tratamento de efluentes de indústrias com certas características, como sazonalidade de produção (diferentes épocas de alta demanda) e variações de vazão e de cargas choque durante o dia, e que tenham necessidade de um tratamento que ocupe pouco espaço, seja econômico (custo de energia) e que possa ser totalmente automatizado. Incluem-se nesses casos as indústrias alimentícias, neste trabalho representadas por uma indústria de refrigerantes e um abatedouro de aves.

A natureza do despejo a ser tratado deve ser sempre levada em consideração ao se realizar um projeto de implantação de lodos ativados por batelada, pois observou-se muitas diferenças durante as pesquisas realizadas com dois diferentes despejos. Entre as diferenças estão os tipos e a quantidade de microrganismos observados em cada tratamento de despejo, as características estruturais dos flocos, a sedimentabilidade, a formação de espuma, e o grau de remoção de matéria orgânica.

A redução de DQO no caso do tratamento de despejos de indústrias de refrigerantes foi de 94,2% para F/M de 0,05 d<sup>-1</sup>, 94,3% para F/M de 0,10 d<sup>-1</sup>, 92,9% para F/M de 0,12 d<sup>-1</sup> e 93,1% para F/M de 0,15 d<sup>-1</sup>. As concentrações de DQO do efluente tratado foram menores que 60 mg/L, atendendo à Legislação do Paraná que prevê um máximo de 125 mg/L para a DQO de lançamento aos corpos receptores.

As eficiências médias para as cargas orgânicas aplicadas no tratamento de despejos de abatedouros de aves foram de 92,9% para F/M de 0,05 d<sup>-1</sup>; 73,8% para F/M de 0,10 d<sup>-1</sup>; 74,8% para F/M de 0,20 d<sup>-1</sup>; 78,1% para F/M de 0,25 d<sup>-1</sup>; e 69,3% para F/M de 0,30 d<sup>-1</sup>. As concentrações de DQO para este despejo foram mais altas que o permitido (125 mg/L), devido à alta concentração de sólidos suspensos saindo com o efluente clarificado, pois as análises de DQO solúvel apresentaram valores aceitáveis. Apenas para a taxa de 0,05 d<sup>-1</sup> os valores estavam abaixo do permitido.

A presença de carboidratos rapidamente degradáveis aumenta a possibilidade de ocorrer filamentação do lodo durante o tratamento, mesmo a baixas relações alimento/biomassa, como foi comprovado nos 3 experimentos feitos com o despejo da indústria de refrigerantes e no tratamento do despejo de abatedouro de aves.

O ciclo de 24 h para o processo de LAB foi muito longo para os despejos de indústria de refrigerantes e de abatedouro de aves, pois em 4 h e 6 h, respectivamente, já não havia mais remoção significativa de matéria orgânica, podendo-se estabelecer um

ciclo de 6 h para os tratamentos realizados. Isto permite que se tenha instalações menores para o tratamento dos efluentes, processando mais bateladas por dia.

Os coeficientes cinéticos do processo não foram obtidos pelo comportamento do sistema: o ciclo foi longo a ponto de não alterar suficientemente a eficiência de remoção de matéria orgânica para a variação de F/M utilizada nos experimentos. Outro provável fator para a não obtenção dos coeficientes cinéticos do processo foi a estreita faixa de F/M utilizada em razão do intumescimento do lodo ocorrido. Ainda houve a dificuldade de obter os coeficientes por se utilizar um modelo de alimentação contínua para os experimentos, que foram realizados com alimentação instantânea.

A realização dos testes de duração do ciclo, com acompanhamento da variação dos sólidos suspensos voláteis durante todo o período, evidenciou que houve uma digestão biológica do lodo (sistema operou na fase endógena), o que pode ter interferido na obtenção dos coeficientes cinéticos, pois a concentração de sólidos suspensos voláteis utilizada para os cálculos foi a concentração da amostra retirada no final do ciclo, após 20 horas.

## **6 RECOMENDAÇÕES**

É importante estudar o sistema com ciclos de menores durações, para descobrir qual é o período ótimo de operação do lodo ativado em batelada seqüencial. Para tal, é necessário ter um sistema automatizado de controle de alimentação, de aeração, e de drenagem do sistema.

Com o ciclo menor e com alimentação contínua a obtenção dos coeficientes cinéticos do processo de lodo ativado em batelada poderia ser possível.

Outra recomendação de pesquisa é a introdução de períodos anóxicos para o caso do tratamento de despejos de indústria de refrigerantes, ou o uso de câmaras seletoras, para verificar se o intumescimento filamentososo pode ser evitado ou controlado com estas estratégias.

Efluentes de outras indústrias alimentícias podem ser avaliados quanto à utilização do lodo ativado em batelada seqüencial, para comprovar os efeitos da natureza do despejo no comportamento do tratamento biológico.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1 ANTONIOLLI, C.; MONTEGGIA, L.O. Otimização do tratamento de efluentes em indústrias de triparia, baseado no reator seqüencial em batelada (SBR). **In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**. Foz do Iguaçu: ABES, 1997. p.742-753.
- 2 AFONSO, M.L.C. **Tratabilidade de despejos de laticínios por lodos ativados em batelada**. Curitiba, 1999. Dissertação de mestrado. Setor de Tecnologia. Universidade Federal do Paraná.
- 3 ALÉM SOBRINHO, P. **Estudo dos fatores que influem no desempenho do processo de lodos ativados - determinação de parâmetros de projeto para esgotos predominantemente domésticos**. Revista DAE, vol. 43. n. 132, p.49-85, mar 1983.
- 4 APHA. **Standard Methods for the examination for the water and wastewater**. 15. ed., 1980.
- 5 ASSOCIATION OF OFFICIAL ANALYTICAL CHEMISTS. **Official Methods of Analysis**. Washington, 1985.
- 6 CARVALHO, B.A. **Glossário de saneamento e ecologia**. Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. 1981. 204p.
- 7 COLETTI, F.J.; POVINELLI, J.; DANIEL, L.A. Pós tratamento por lodos ativados de efluentes provenientes de processos anaeróbios de tratamento de esgoto sanitário: determinação de constantes cinéticas. **In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**. Foz do Iguaçu: ABES, 1997. p. 660-670.
- 8 DENNIS, R.W.; IRVINE, R.L. Effect of fill:react ratio on sequencing batch biological reactors. **JWPCF**. v. 51, n. 2, p.255-263, feb 1979.

- 9 DORNELLAS, J.C.; FIGUEIREDO, R.F. Lodos ativados por batelada - uma alternativa para o tratamento de águas residuárias da indústria cítrica. **In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**. Natal: ABES, 1993. p.179-193.
- 10 GORONSZY, M.C. Intermittent operation of the extended aeration process for small systems. **JWPCF**. v.51, n.2, p.274-287, feb 1979.
- 11 HADJINICOLAOU, J. Evaluation of a controlled condition in a sequencing batch reactor pilot plant operation for treatment of slaughterhouse wastewaters. **Canadian Agricultural Engineering**. v. 31, n. 2, p. 249-264, apr 1989.
- 12 HOEPKER, E.C.; SCHROEDER, E.D. The effect of loading rate on batch-activated sludge effluent quality. **JWPCF**. v. 51, n. 2, p. 264-273, feb 1979.
- 13 IAP- Instituto Ambiental do Paraná. **Manual de avaliação de impactos ambientais**. Curitiba: 1997.
- 14 IAP- Instituto Ambiental do Paraná. **Manual de métodos para avaliação de toxicidade**. Curitiba: 1997.
- 15 IRVINE, R.L.; BUSH, A.W. Sequencing batch biological reactor: an overview. **JWPCF**. v.51, n.2, p.235-243, fev 1979.
- 16 IRVINE, R.L.; FOX, T.P.; RICHTER, R.O. Investigation of fill and batch periods of sequencing batch biological reactors. **Water Research**, v. 11, p. 713-717, mar 1977.
- 17 IRVINE, R.L.; MILLER, G.; BREYFOGLE, R. et al. Sequencing batch treatment of wastewater in rural area. **JWPCF**. v. 51, n. 2, p. 244-254, feb 1979.
- 18 IRVINE, R.L.; et al. Municipal application of sequencing batch treatment. **JWPCF**. v. 55, n. 5, p. 484-488, 1983.

- 19 JENKINS, P.; RICHARD, M.G.; DAIGGER, D.T. **Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming**. 2. ed. Lewis Publishers. 1993.
- 20 JORDÃO, E.P.; SANTOS, V.M.M.; CONCEIÇÃO, J.R. et al. O efeito do uso de câmaras seletoras na operação de um sistema de lodos ativados – estudo em escala piloto. In: **CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**. Foz do Iguaçu: ABES, 1997. p. 616-623.
- 21 KAMIYAMA, H. Lodo ativado por batelada (LAB): suas vantagens no tratamento de esgotos das comunidades de médio e pequeno porte. **Revista DAE**. v. 50, n. 159, p.1-4, set/out 1990.
- 22 KAMIYAMA, H.; TSUTIYA, M.T. LAB: um processo econômico para o tratamento de esgotos em estações de grande porte. **Revista DAE**. v. 52, n. 165, p.1-7, mai/jun 1992.
- 23 KETCHUM, L.H. Jr. First cost analysis of sequencing batch biological reactors. **JWPCF**. v. 51, p. 288-297, feb 1979.
- 24 KETCHUM, L.H. Jr. Design and physical features of sequencing batch reactors. **Water Science and Technology**. p.11-18, jan 1997.
- 25 LEME, F.P. **Engenharia de saneamento ambiental**. 2. ed. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos Editora, S.A, 1984. p.233-246.
- 26 LO,K.V.; LIAO, P.H. Treatment of poultry processing wastewater using sequencing batch reactors. **Canadian Agricultural Engineering**. v. 32, n. 2, p. 299-302, jan 1990.
- 27 MADONI, P.; DONATELLA, D.; CHIERICI, F. Comparative analysis of the activated sludge microfauna in several sewage treatment works. **Water Research** v. 27, n. 9, p. 1485-1491, set 1993.

- 28 METCALF & EDDY INC. **Wastewater Engineering: collection, treatment, disposal.** McGraw Hill. 1991.
- 29 NORCROSS, K. SBR treatment of food process wastewater five (5) case studies. **In: 1988 FOOD PROCESSING WASTE CONFERENCE.** Atlanta, Georgia: 1988.
- 30 PAWLOWSKY, U. **Processos unitários biológicos.** 1993
- 31 PEREIRA, R.U.H. **Proposição de metodologia para parâmetros de projeto e operação de reatores biológicos de lodos ativados por batelada.** Campinas, 1996. Dissertação de mestrado - UNICAMP.
- 32 PIRES, M.R.; FIGUEIREDO, R.F. Efeito do tempo de enchimento no desempenho de um reator tipo batelada. **Engenharia Sanitária e Ambiental.** v. 3, n. 3, p. 113-117, out/dez 1998.
- 33 SAMPAIO, A.O.; VILELA, J.C. Utilização de seletores para o controle de intumescimento filamentosos em processos de lodos ativados - programa experimental em escala real. **In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL.** Natal: ABES, 1993. p.657-667.
- 34 SCHLEYPEN, P.; MICHEL, I.; SIEWERT, H.E. Sequencing batch reactors with continuous inflow for small communities in rural areas in Bavaria. **Water Science and Technology.** jan 1997.
- 35 SCHULTE, S.R. SBR technology for dairy wastewater. **In: 1988 FOOD PROCESSING WASTE CONFERENCE.** Atlanta, Georgia: 1988.
- 36 SOUSA, J.T.; FORESTI, E. Pós tratamento de efluente pré-tratado anaerobicamente através de reator seqüencial em batelada. **In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL.** Foz do Iguaçu: ABES, 1997 . p. 180-185.

- 37 TATE, S.R.; ECKENFELDER, W.W. Jr. Application of the batch activated sludge process. **In: 41st Purdue University Industrial Waste Conference Proceedings**. Nashville, Tennessee, 1986. p. 209-218.
- 38 TORRIJOS, M.; MOLETTA, R. Winery wastewater deppolution by sequencing batch reactor. **Water Science and Technology**, p. 249-257, 1997.
- 39 VAN HAANDEL, A. et al. Redução de custos operacionais através de interrupções planejadas da aeração em sistemas de lodos ativados. **In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**. Foz do Iguaçu: ABES, 1997. p. 77-86.
- 40 VON SPERLING, M. **Lodos ativados**. v. 4. Belo Horizonte: 1997.
- 41 WONG, S.H.; CHOI, C.C. Pilot scale aerobic sequencing batch reactor for pig waste treatment. **Journal IWEM**, v. 3, n. 1, p. 75-81, feb 1989.

## **ANEXO A**

TABELA A.1 - Parâmetros para obtenção dos gráficos da cinética – indústria de refrigerantes.

F/M (d <sup>-1</sup> )	S <sub>0</sub> (mg/L)	S <sub>s</sub> (mg/L)	X <sub>r</sub> (mg/L)	t <sub>c</sub> (d)	1/S <sub>s</sub> (L/mg)	t <sub>h</sub> (d)	X.t <sub>h</sub> /S <sub>0</sub> -S (d)	S <sub>0</sub> -S/X.t <sub>h</sub> (d <sup>-1</sup> )	1/t <sub>c</sub> (d <sup>-1</sup> )
0,05	1075	31	880	67,7	0,0323	1	0,8429	1,1864	0,0148
	1075	28	1310	76,9	0,0357	1	1,2512	0,7992	0,0130
	1075	17	1670	109,0	0,0588	1	1,5784	0,6335	0,0092
	1075	35	1220	99,6	0,0286	1	1,1731	0,8525	0,0100
	1075	19	1420	115,0	0,0526	1	1,3447	0,7437	0,0087
	1075	24	1230	96,7	0,0417	1	1,1703	0,8545	0,0103
	1075	24	1780	94,9	0,0417	1	1,6936	0,5904	0,0105
	1075	30	1410	96,7	0,0333	1	1,3493	0,7411	0,0103
	1075	17	1400	107,7	0,0588	1	1,3233	0,7557	0,0093
	808	16	1500	105,3	0,0625	1	1,8939	0,5280	0,0095
	808	16	1350	111,3	0,0625	1	1,7045	0,5867	0,0090
	808	20	1280	111,3	0,0500	1	1,6244	0,6156	0,0090
0,10	563	17	2100	73,7	0,0588	1	3,8462	0,2600	0,0136
	1075	23	2030	80,5	0,0435	1	1,9297	0,5182	0,0124
	1075	28	1680	51,1	0,0357	1	1,6046	0,6232	0,0196
	1075	30	1520	33,9	0,0333	1	1,4545	0,6875	0,0295
	1075	41	1730	67,9	0,0244	1	1,6731	0,5977	0,0147
	1075	30	1500	82,2	0,0333	1	1,4354	0,6967	0,0122
	1075	45	1840	65,0	0,0222	1	1,7864	0,5598	0,0154
	1075	19	1950	77,6	0,0526	1	1,8466	0,5415	0,0129
	1075	50	2070	97,3	0,0200	1	2,0195	0,4952	0,0103
0,12	808	30	1710	63,0	0,0333	1	2,1979	0,4550	0,0159
	808	20	1540	45,2	0,0500	1	1,9543	0,5117	0,0221
	808	18	1820	76,4	0,0556	1	2,3038	0,4341	0,0131
	808	34	1540	52,8	0,0294	1	1,9897	0,5026	0,0189
	808	15	1790	51,3	0,0667	1	2,2573	0,4430	0,0195
	808	15	1630	56,7	0,0667	1	2,0555	0,4865	0,0176
	993	25	1510	73,0	0,0400	1	1,5599	0,6411	0,0137
	993	41	1870	84,0	0,0244	1	1,9643	0,5091	0,0119
	993	21	2030	88,5	0,0476	1	2,0885	0,4788	0,0113
	993	18	1700	61,0	0,0556	1	1,7436	0,5735	0,0164
0,15	808	38	900	50,0	0,0263	1	1,1688	0,8556	0,0200
	808	20	1010	60,9	0,0500	1	1,2817	0,7802	0,0164
	808	17	1220	89,4	0,0588	1	1,5424	0,6484	0,0112
	808	20	1340	79,8	0,0500	1	1,7005	0,5881	0,0125
	993	38	1380	79,7	0,0263	1	1,4450	0,6920	0,0125
	993	34	1500	90,1	0,0294	1	1,5641	0,6393	0,0111
	993	18	1530	66,0	0,0556	1	1,5692	0,6373	0,0152

S<sub>0</sub> = DQO do influente, mg/L.

S<sub>s</sub> = DQO solúvel do efluente tratado, mg/L.

X<sub>r</sub> = Concentração de sólidos suspensos voláteis no reator, mg/L.

t<sub>h</sub> = tempo de detenção hidráulico, d.

t<sub>c</sub> = tempo de detenção celular, ou idade de lodo, d.

TABELA A.2 - Parâmetros para obtenção dos gráficos da cinética – abatedouro de aves.

F/M (d <sup>-1</sup> )	S <sub>0</sub> (mg/L)	S <sub>s</sub> (mg/L)	X <sub>r</sub> (mg/L)	t <sub>c</sub> (d)	1/S <sub>s</sub> (L/mg)	t <sub>h</sub> (d)	X.t <sub>h</sub> /S <sub>0</sub> -S (d)	S <sub>0</sub> -S/X.t <sub>h</sub> (d <sup>-1</sup> )	1/t <sub>c</sub> (d <sup>-1</sup> )
0,05	833	18	1150	113,4	0,0556	1	1,4110	0,7087	0,0088
	833	23	1350	94,1	0,0435	1	1,6667	0,6000	0,0106
	833	28	1410	88,0	0,0357	1	1,7516	0,5709	0,0114
	833	20	1720	90,3	0,0500	1	2,1156	0,4727	0,0111
	833	25	1500	77,5	0,0400	1	1,8564	0,5387	0,0129
	833	31	1550	83,1	0,0323	1	1,9327	0,5174	0,0120
	833	15	1600	77,4	0,0667	1	1,9560	0,5113	0,0129
	833	23	1400	76,2	0,0435	1	1,7284	0,5786	0,0131
0,10	750	35	1530	24,5	0,0286	1	2,1399	0,4673	0,0408
	750	38	1190	25,7	0,0263	1	1,6713	0,5983	0,0389
	855	46	1950	9,4	0,0217	1	2,4104	0,4149	0,1064
	855	47	1160	36,7	0,0213	1	1,4356	0,6966	0,0272
	855	36	1470	46,6	0,0278	1	1,7949	0,5571	0,0215
	855	32	1060	42,8	0,0313	1	1,2880	0,7764	0,0234
	855	29	1190	31,0	0,0345	1	1,4407	0,6941	0,0323
	855	33	1200	26,6	0,0303	1	1,4599	0,6850	0,0376
	855	44	1330	27,6	0,0227	1	1,6400	0,6098	0,0362
	855	31	1340	26,3	0,0323	1	1,6262	0,6149	0,0380
	855	71	1210	40,4	0,0141	1	1,5434	0,6479	0,0248
0,20	1286	36	1420	38,2	0,0278	1	1,1360	0,8803	0,0262
	1286	29	1310	26,8	0,0345	1	1,0422	0,9595	0,0373
	1286	31	1520	28,9	0,0323	1	1,2112	0,8257	0,0346
	1286	45	1630	28,0	0,0222	1	1,3135	0,7613	0,0357
	1286	38	1950	20,3	0,0263	1	1,5625	0,6400	0,0493
	1286	25	1600	15,6	0,0400	1	1,2688	0,7881	0,0641
	1286	40	1780	21,5	0,0250	1	1,4286	0,7000	0,0465
	1680	28	2120	23,3	0,0357	1	1,2833	0,7792	0,0429
0,25	1680	34	1600	12,1	0,0294	1	0,9721	1,0288	0,0826
	1680	38	1880	17,2	0,0263	1	1,1449	0,8734	0,0581
	1680	46	1860	22,9	0,0217	1	1,1383	0,8785	0,0437
	1680	29	2060	21,1	0,0345	1	1,2477	0,8015	0,0474
	1680	33	2010	12,3	0,0303	1	1,2204	0,8194	0,0813
	1680	29	1960	16,9	0,0345	1	1,1872	0,8423	0,0592
0,30	1135	45	1980	15,9	0,0222	1	1,8165	0,5505	0,0629
	1135	29	1820	8,3	0,0345	1	1,6456	0,6077	0,1205
	1135	36	1910	11,0	0,0278	1	1,7379	0,5754	0,0909
	1135	49	2010	13,3	0,0204	1	1,8508	0,5403	0,0752
	1135	35	1960	11,6	0,0286	1	1,7818	0,5612	0,0862

S<sub>0</sub> = DQO do influente, mg/L.

S<sub>s</sub> = DQO solúvel do efluente tratado, mg/L.

X<sub>r</sub> = Concentração de sólidos suspensos voláteis no reator, mg/L.

t<sub>h</sub> = tempo de detenção hidráulico, d.

t<sub>c</sub> = tempo de detenção celular, ou idade de lodo, d.

TABELA A.3 – Valores médios de remoção de matéria orgânica (redução de DQO total) e de sedimentabilidade (IVL) para os 4 experimentos realizados.

	F/M (d <sup>-1</sup> )	Redução de DQO (%)	DQO final (mg/L)	SS final (mg/L)	SSV reator (mg/L)	IVL (mL/g)
Experimento I	0,10	95,5	28	17	3060	55
	0,20	96,0	30	19	2481	145
	0,25	95,4	34	48	3422	219
Experimento II	0,05	75,9	189	102	2695	72
	0,10	93,8	45	27	1675	90
	0,15	94,7	45	28	1320	304
Experimento III	0,05	94,2	59	48	1371	33
	0,10	94,1	59	66	1824	30
	0,12	92,9	62	62	1714	40
	0,15	93,1	61	52	1269	38
Experimento IV	0,05	92,9	59	87	1460	44
	0,10	73,8	221	287	1330	34
	0,20	74,8	333	355	1666	25
	0,25	78,1	367	480	1895	25
	0,30	69,3	348	395	1936	25