

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL

**ESTUDO SOBRE A APLICABILIDADE DA CINÉTICA DO
TRATAMENTO BIOLÓGICO A REATORES DE LODOS ATIVADOS
POR BATELADA**

Claudia Mayumi Yamasaki

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia Civil, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil - área de concentração: Recursos Hídricos e Saneamento.

Campinas / SP

Julho de 1996

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL

**ESTUDO SOBRE A APLICABILIDADE DA CINÉTICA DO
TRATAMENTO BIOLÓGICO A REATORES DE LODOS ATIVADOS
POR BATELADA**

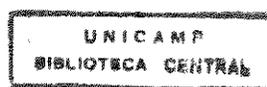
Claudia Mayumi Yamassaki

Orientador: Carlos Gomes da Nave Mendes

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia Civil, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil - área de concentração: Recursos Hídricos e Saneamento.

Campinas / SP

Julho de 1996



4989196

UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	T/UNICAMP
	Y14E
V.	Ex.
TOMO BC/	28767
PROC.	667/96
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	11/20/96
N.º CPD	

CM-00092804-4

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

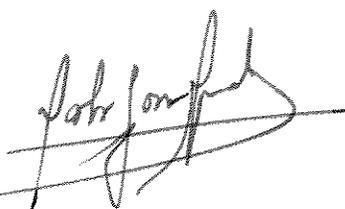
Y14e Yamassaki, Claudia Mayumi
Estudo sobre a aplicabilidade da cinética do tratamento biológico a reatores de lodos ativados por batelada / Claudia Mayumi Yamassaki.--Campinas, SP: [s.n.], 1996.

Orientador: Carlos Gomes da Nave Mendes.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Civil.

1. Águas residuais - Purificação - Tratamento biológico. 2. Esgotos. 3. Águas residuais - Purificação - Processo de lodo ativado. I. Mendes, Carlos Gomes da Nave. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Civil. III. Título.

FOLHA DE APROVAÇÃO

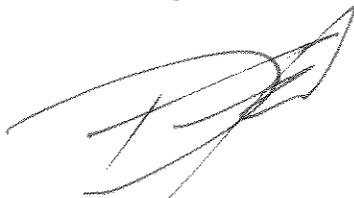
Dissertação defendida e aprovada no dia 31 de julho de 1996, pela banca examinadora constituída pelos professores:



Versão Definitiva

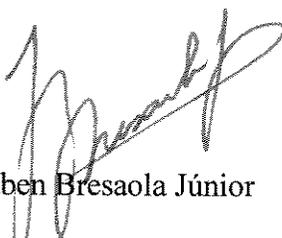

Orientador: Prof. Dr. Carlos Gomes da Nave Mendes

Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP



Prof. Dr. Durval Rodrigues de Paula Jr.

Faculdade de Engenharia Agrícola - UNICAMP



Prof. Dr. Ruben Bresaola Júnior

Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP

Dedicatória

Dedico este trabalho a todos aqueles que a cada momento da vida ensinam-me a amar, como uma bênção de Deus: minha família, meu noivo Marco Mimura, e meu irmão de espírito Ricardo Matsuzaki.

AGRADECIMENTOS

Ao meu orientador Prof. Dr. Carlos Gomes da Nave Mendes, pelo apoio, paciência, carinho e dedicação durante a elaboração deste trabalho.

À Fundação Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - CAPES, pela concessão de bolsa de estudo.

À Faculdade de Engenharia Civil, ao Departamento de Hidráulica e Saneamento, pelas instalações e recursos colocados à disposição, viabilizando os experimentos necessários.

À INDÚSTRIA LÁPIS JOHANN FABER S/A, fábrica II, São Carlos, pela permissão de utilização de suas águas residuárias afluentes e efluentes, e pelo fornecimento de dados. Também a seus funcionários Márcia Helena Viola, Marcos Thomazi e Francisco Benedito Gaban, pelo auxílio imprescindível nas coletas de amostras, informações técnicas, pelo carinho e pela dedicação.

À empresa HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA., pelas informações fornecidas, a nível de projeto e execução da Estação de Tratamento de Esgotos da Indústria Lápis Johann Faber S/A, Fábrica II, São Carlos.

Ao DHS, em especial aos Profs. Drs. José R. Guimarães, Eglé N. Teixeira , e aos Profs. Msc Edson A. Nour e Emília W. Rutkowski, pelo apoio e colaboração.

Aos estagiários do Setor de Computação, em especial Renato A. Russo, Mário R. Z. Cáceres, Marcelo C. Galeti e Adriana A. Valadão, pelo auxílio prestado.

Aos funcionários do laboratório do DHS, em especial ao Biólogo Msc Jairo Brunini, ao técnico Hugo Sorbo Menilo, e aos estagiários Thelma Cristina Marsariolli, Gustavo Henrique da Silva, por toda a ajuda durante a fase experimental.

Aos Profs. Drs. Ruben Bresaola Jr., Roberto Feijó de Figueiredo e Bruno Coraucci Filho, pelo incentivo e pelo carinho de sempre.

Ao setor de transportes da Faculdade de Engenharia Civil, pelo auxílio no transporte dos materiais coletados.

Aos funcionários da gráfica, em especial o Sr. Airton L. Lourenço, pela amizade e dedicação.

Às bibliotecárias Raquel Coccatto Ribeiro e Joana D'Arc S. Pereira, da BAE, pelo auxílio durante a fase de levantamento bibliográfico.

Aos membros da comissão Examinadora deste trabalho, pela atenção e contribuição.

Aos meus amigos e colegas da Faculdade de Engenharia Civil, que profissional ou emocionalmente, apoiaram-me durante todo o curso de pós-graduação, em especial Renata Ugliani H. Pereira, pelo super companheirismo, pelos conselhos, pela ajuda e por sua inigualável amizade.

Aos meus amigos e protetores mais caros: Edson, Grace, Marco, Massao, Nahomi, Peterson, Ricardo, Satie, Therezinha e Thomas, pelo infinito carinho.

À Telma e Dina, pessoas admiráveis em quem encontro sempre a paz, o consolo, o incansável auxílio e o exemplo de Vida.

*"O Homem não é nada mais do que seus planos:
ele existe somente à medida que se realiza; ele é,
entretanto, nada mais do que um conjunto dos
seus atos; nada mais do que sua própria vida."*

(Sartre)

SUMÁRIO

página

LISTA DE TABELAS.....	xiii
LISTA DE FIGURAS.....	xvii
LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS.....	xxi
RESUMO.....	xxviii
1 INTRODUÇÃO.....	1
2 OBJETIVO.....	6
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	8
3.1 CARACTERIZAÇÃO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS.....	8
3.2 PRINCÍPIOS DE TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS.....	12
3.3 PRINCÍPIOS BIOLÓGICOS DO TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS.....	17
3.3.1 Autodepuração de Corpos D'água Receptores.....	17

3.3.2	Microrganismos Importantes no Tratamento Biológico.....	20
3.3.2.1	<u>Bactérias</u>	21
3.3.2.2	<u>Fungos</u>	24
3.3.2.3	<u>Protozoários e Rotíferos</u>	24
3.3.2.4	<u>Algas</u>	25
3.3.3	Tratamento Biológico Aeróbio.....	26
3.3.3.1	<u>Nutrição dos Microrganismos</u>	27
3.3.3.2	<u>Reprodução</u>	29
3.3.3.2.1	<u>Formação de Flocos</u>	29
3.3.3.2.2	<u>Crescimento em Culturas Puras</u>	32
3.3.3.2.3	<u>Crescimento em Culturas Mistas</u>	35
3.3.3.3	<u>Respiração dos Microrganismos</u>	36
3.3.3.4	<u>Nitrificação e Desnitrificação</u>	37
3.4	SISTEMA DE LODOS ATIVADOS.....	38
3.4.1	Considerações Gerais.....	38
3.4.2	Impactos Ambientais do Sistema de Lodos Ativados.....	42
3.4.2.1	<u>Odor</u>	42
3.4.2.2	<u>Ruído</u>	43
3.4.2.3	<u>Aerossóis</u>	44
3.4.3	Fases do Sistema de Lodos Ativados.....	46
3.4.4	Principais Componentes do Sistema de Lodos Ativados do Tipo Convencional.....	48
3.4.5	Tipos de Reatores Utilizados.....	51

3.4.5.1 <u>Reatores de Mistura Completa e Fluxo Contínuo</u>	51
3.4.5.2 <u>Reatores Tipo “Plug-flow”</u>	53
3.4.5.3 <u>Reatores Intermitentes</u>	55
3.5 LODOS ATIVADOS INTERMITENTES.....	57
3.5.1 Considerações Gerais.....	57
3.5.2 Vantagens em Relação ao Sistema Convencional.....	61
3.5.3 Desvantagens em Relação ao Sistema Convencional.....	64
3.5.4 Resultados Obtidos em Algumas Estações de Tratamento de Esgotos.....	65
3.6 CONSIDERAÇÕES DE PROJETO PARA O SISTEMA DE LODOS ATIVADOS.....	80
3.6.1 Seleção do Tipo de Reator.....	81
3.6.2 Critério de Carga.....	82
3.6.3 Produção de Lodo.....	87
3.6.4 Necessidade e Transferência de Oxigênio.....	90
3.6.5 Necessidade de Nutrientes.....	92
3.6.6 Controle de Organismos Filamentosos.....	93
3.6.7 Características do Efluente Líquido Final.....	94
3.7 PARÂMETROS OPERACIONAIS DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS.....	95
3.7.1 Índice Volumétrico do Lodo.....	96
3.7.2 Velocidade de Sedimentação Zonal.....	98
3.7.3 Índice Volumétrico do Lodo com Agitação.....	99

3.7.4 Razão Alimento/Microrganismo (F/M).....	99
3.7.5 Tempo Médio de Detenção Celular (Idade do Lodo).....	102
3.7.6 Tratamento do Lodo.....	103
3.7.7 Digestão do Lodo.....	103
4 MATERIAL E MÉTODOS.....	106
4.1 INTRODUÇÃO.....	106
4.2 INSTALAÇÃO EM ESCALA REAL.....	107
4.2.1 Águas Residuárias Geradas na Indústria.....	107
4.2.2 Descrição do Sistema Existente na Indústria.....	108
4.2.3 Características Qualitativas das Águas Afluentes e Efluentes.....	111
4.3 DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS CINÉTICOS DE DEGRADAÇÃO BIOLÓGICA.....	115
4.3.1 Equacionamento para Reatores Contínuos, sem Recirculação de Lodo.....	115
4.3.2 Instalações Utilizadas.....	125
4.3.3 Metodologia.....	128
4.4 ENSAIOS DE LODOS ATIVADOS POR BATELADA.....	129
4.4.1 Equacionamento para Reatores por Batelada, com Recirculação de Lodo.....	129
4.4.2 Instalações Utilizadas.....	132
4.4.3 Metodologia.....	134

5 RESULTADOS: APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO.....	137
5.1 REATORES CONTÍNUOS.....	138
5.1.1 Vazões de Alimentação e Tempos de Detenção.....	138
5.1.2 Caracterização Qualitativa do Substrato Utilizado.....	140
5.1.3 Série de Sólidos, IVL, pH e Temperatura.....	141
5.1.4 Determinação dos Parâmetros Cinéticos.....	155
5.2 REATORES POR BATELADA (INTERMITENTES).....	158
5.2.1 Caracterização Qualitativa do Substrato Utilizado.....	158
5.2.2 Série de Sólidos, IVL, pH e Temperatura.....	159
5.2.3 Determinação dos Parâmetros Cinéticos.....	171
6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	177
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	180
ABSTRACT.....	189

LISTA DE TABELAS

página

TABELA 3.1 CARACTERÍSTICAS FÍSICAS, QUÍMICAS E BIOLÓGICAS DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS E SUAS FONTES.....	9
TABELA 3.2 ALGUNS INTERVALOS DE TEMPERATURAS PARA VÁRIAS BACTÉRIAS.....	23
TABELA 3.3 POSSÍVEIS MÉTODOS DE CONTROLE PARA SE EVITAR NÍVEIS DE RUÍDO POR DIVERSOS AERADORES.....	44
TABELA 3.4 GRAU DE AEROSSOLIZAÇÃO DE GERMES POR VÁRIOS TIPOS DE AERADORES.....	46
TABELA 3.5 RESUMO DA AVALIAÇÃO DAS ESTAÇÕES DE TRATAMENTO DE ESGOTOS.....	65
TABELA 3.6 OPERAÇÃO DE REATORES SEQÜENCIAIS EM BATELADA.....	70
TABELA 3.7 DADOS MÉDIOS OPERACIONAIS (mg/L) DO REATOR SEQÜENCIAL EM BATELADA. CAMPUS DO VALE/IPH/UFRGS. PERÍODO 91/92.....	71
TABELA 3.8 RESULTADOS EM ESCALA NATURAL, PROVANDO A EFICIÊNCIA DO SISTEMA.....	72
TABELA 3.9 DADOS OPERACIONAIS PARA CADA CICLO, NOS TRÊS REATORES ESTUDADOS.....	74

TABELA 3.10 QUALIDADE DO AFLUENTE E DO EFLUENTE PARA O SRB, OPERADO COM OS TEMPOS DE REAÇÃO DE 0,5; 1,5 e 2,5 h (VALORES MÉDIOS).....	75
TABELA 3.11 RESULTADOS DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ESGOTOS DE FUNAKO, JAPÃO.....	77
TABELA 3.12 ESTRATÉGIAS OPERACIONAIS.....	78
TABELA 3.13 PERFORMANCE DAS UNIDADES DE AERAÇÃO NORTE E SUL.....	79
TABELA 3.14 DADOS OPERACIONAIS PARA CADA CICLO DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS POR BATELADA.....	80
TABELA 3.15 QUANTIDADES MÉDIAS DE LODO DE ESGOTO MUNICIPAL PRODUZIDAS.....	89
TABELA 4.1 CARACTERÍSTICAS QUALITATIVAS MÉDIAS DOS ESGOTOS INDUSTRIAIS BRUTOS, ESGOTOS SANITÁRIOS BRUTOS E AFLUENTE COMPOSTO AO STAR-JF.....	112
TABELA 4.2 CARACTERÍSTICAS QUALITATIVAS MÉDIAS DOS ESGOTOS INDUSTRIAIS BRUTOS E TRATADOS FÍSICO-QUIMICAMENTE, COM A RESPECTIVA EFICIÊNCIA DO PROCESSO.....	113
TABELA 4.3 CARACTERÍSTICAS QUALITATIVAS MÉDIAS DOS ESGOTOS BRUTOS E TRATADOS E EFICIÊNCIA GLOBAL DO SISTEMA.....	114
TABELA 5.1 AFERIÇÃO DE VAZÕES MÉDIAS AFLUENTES AOS REATORES DE ESCOAMENTO CONTÍNUO, DADAS EM mL/d.....	138
TABELA 5.2 VALORES DE TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICO (θ_H) PARA CADA REATOR DE ESCOAMENTO CONTÍNUO, DADOS EM DIAS.....	139
TABELA 5.3 ANÁLISE QUALITATIVA DOS EFLUENTES INDUSTRIAIS, PARA CADA AMOSTRA COLETADA.....	140
TABELA 5.4 VALORES DE SST, SSF, SSV, IVL, pH E TEMPERATURA, DO REATOR CONTÍNUO 1.....	142

TABELA 5.5 VALORES DE SST, SSF, SSV, IVL, pH E TEMPERATURA, DO REATOR CONTÍNUO 2.....	144
TABELA 5.6 VALORES DE SST, SSF, SSV, IVL, pH E TEMPERATURA, DO REATOR CONTÍNUO 3.....	146
TABELA 5.7 VALORES DE SST, SSF, SSV, IVL, pH E TEMPERATURA, DO REATOR CONTÍNUO 4.....	148
TABELA 5.8 VALORES DE SST, SSF, SSV, IVL, pH E TEMPERATURA, DO REATOR CONTÍNUO 5.....	150
TABELA 5.9 VALORES DE SST, SSF, SSV, IVL, pH E TEMPERATURA, DO REATOR CONTÍNUO 6.....	152
TABELA 5.10 PORCENTAGENS DE SSV E SSF MÉDIAS EM RELAÇÃO AOS SST PRESENTES NOS REATORES.....	154
TABELA 5.11 VALORES OBTIDOS EXPERIMENTALMENTE, PARA REATORES CONTÍNUOS.....	156
TABELA 5.12 ANÁLISE QUALITATIVA DOS EFLUENTES INDUSTRIAIS, PARA CADA AMOSTRA COLETADA.....	159
TABELA 5.13 VALORES DE SST, SSF, SSV, IVL, pH E TEMPERATURA, DO REATOR POR BATELADA 1.....	161
TABELA 5.14 VALORES DE SST, SSF, SSV, IVL, pH E TEMPERATURA, DO REATOR POR BATELADA 2.....	163
TABELA 5.15 VALORES DE SST, SSF, SSV, IVL, pH E TEMPERATURA, DO REATOR POR BATELADA 3.....	165
TABELA 5.16 VALORES DE SST, SSF, SSV, IVL, pH E TEMPERATURA, DO REATOR POR BATELADA 4.....	167
TABELA 5.17 VALORES DE SST, SSF, SSV, IVL, pH E TEMPERATURA, DO REATOR POR BATELADA 5.....	169

TABELA 5.18 VALORES OBTIDOS EXPERIMENTALMENTE, PARA REATORES POR BATELADA.....	172
TABELA 5.19 COEFICIENTES CINÉTICOS OBTIDOS ATRAVÉS DO TRABALHO EXPERIMENTAL.....	174

LISTA DE FIGURAS

	página
FIGURA 3.1 EXEMPLO ILUSTRATIVO DE AUTO DEPURAÇÃO DE UM RIO.....	19
FIGURA 3.2 CURVA TÍPICA DE DESENVOLVIMENTO BACTERIOLÓGICO, EM TERMOS DE NÚMERO DE BACTÉRIAS.....	30
FIGURA 3.3 DESENVOLVIMENTO E CONTROLE DA BIOMASSA NO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS.....	47
FIGURA 3.4 ESQUEMA DE INSTALAÇÕES DE LODOS ATIVADOS DE MISTURA COMPLETA.....	52
FIGURA 3.5 ESQUEMA TÍPICO PARA UM SISTEMA CONVENCIONAL DE LODOS ATIVADOS TIPO “PLUG-FLOW”.....	54
FIGURA 3.6 CICLO DAS CONDIÇÕES ALTERNATIVAS IMPOSTAS NO REATOR DE UMA SRB.....	56
FIGURA 3.7 LODOS COM CARACTERÍSTICAS DE SEDIMENTAÇÃO DIFERENTES, PORÉM COM VALORES DE IVL IGUAIS.....	97
FIGURA 3.8 CORRELAÇÕES TÍPICAS DO IVL E DO VSZ, COM A RAZÃO F/M.....	100
FIGURA 3.9 A INFLUÊNCIA DA IDADE DO LODO NAS PROPRIEDADES DE SEDIMENTAÇÃO DO MESMO.....	102
FIGURA 4.1 FLUXOGRAMA DO STAR-JF, CONSTRUÍDO.....	109
FIGURA 4.2 DETERMINAÇÃO DOS VALORES DE K_s E k	119

FIGURA 4.3	CONFIGURAÇÃO ESQUEMÁTICA DE UM REATOR BIOLÓGICO DE ALIMENTAÇÃO CONTÍNUA E MISTURA COMPLETA, SEM RECIRCULAÇÃO DE LODO.....	121
FIGURA 4.4	DETERMINAÇÃO DOS VALORES DE Y E k_d	123
FIGURA 4.5	MONTAGEM DOS 6 REATORES DE FLUXO CONTÍNUO E MISTURA COMPLETA.....	126
FIGURA 4.6	BOMBA PERISTÁLTICA E RECIPIENTES DE CONTROLE DE VOLUME BOMBEADO AOS REATORES.....	127
FIGURA 4.7	CONFIGURAÇÃO ESQUEMÁTICA DE UM REATOR BIOLÓGICO DE ALIMENTAÇÃO CONTÍNUA E MISTURA COMPLETA, COM RECIRCULAÇÃO DE LODO.....	129
FIGURA 4.8	REATORES TIPO LODOS ATIVADOS COM FLUXO INTERMITENTE, CONSTITUÍDOS POR BÉQUERES.....	133
FIGURA 5.1	VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 1.....	143
FIGURA 5.2	ÍNDICE DE VOLUME DE LODO (IVL), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 1.....	143
FIGURA 5.3	VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 2.....	145
FIGURA 5.4	ÍNDICE DE VOLUME DE LODO (IVL), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 2.....	145
FIGURA 5.5	VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 3.....	147

FIGURA 5.6 ÍNDICE DE VOLUME DE LODO (IVL), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 3.....	147
FIGURA 5.7 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 4.....	149
FIGURA 5.8 ÍNDICE DE VOLUME DE LODO (IVL), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 4.....	149
FIGURA 5.9 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 5.....	151
FIGURA 5.10 ÍNDICE DE VOLUME DE LODO (IVL), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 5.....	151
FIGURA 5.11 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 6.....	153
FIGURA 5.12 ÍNDICE DE VOLUME DE LODO (IVL), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR CONTÍNUO 6.....	153
FIGURA 5.13 DETERMINAÇÃO DE K_s E k EM FUNÇÃO DA VARIAÇÃO DE $\left(\frac{X \cdot \theta_H}{S_0 - S}\right)$ E $1/S$	157
FIGURA 5.14 DETERMINAÇÃO DE Y E k_d EM FUNÇÃO DA VARIAÇÃO DE $1/\theta_c$ E $\left(\frac{S_0 - S}{X \cdot \theta_H}\right)$	157
FIGURA 5.15 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR POR BATELADA 1.....	162
FIGURA 5.16 ÍNDICE DE VOLUME DE LODO (IVL), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR POR BATELADA 1.....	162

FIGURA 5.17 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR POR BATELADA 2.....	164
FIGURA 5.18 ÍNDICE DE VOLUME DE LODO (IVL), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR POR BATELADA 2.....	164
FIGURA 5.19 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR POR BATELADA 3.....	166
FIGURA 5.20 ÍNDICE DE VOLUME DE LODO (IVL), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR POR BATELADA 3.....	166
FIGURA 5.21 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR POR BATELADA 4.....	168
FIGURA 5.22 ÍNDICE DE VOLUME DE LODO (IVL), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR POR BATELADA 4.....	168
FIGURA 5.23 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR POR BATELADA 5.....	170
FIGURA 5.24 ÍNDICE DE VOLUME DE LODO (IVL), EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO, RELATIVO AO REATOR POR BATELADA 5.....	170
FIGURA 5.25 DETERMINAÇÃO DE K_s E k EM FUNÇÃO DA VARIAÇÃO DE $\left(\frac{X \cdot \theta_H}{S_0 - S}\right)$ E $1/S$,.....	173
FIGURA 5.26 DETERMINAÇÃO DE Y E k_d EM FUNÇÃO DA VARIAÇÃO DE $1/\theta_c$ E $\left(\frac{S_0 - S'}{X \cdot \theta_H}\right)$	173

LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

ABS	-alquilbenzenossulfonato
aer.	-aeração
anaer.	-anaeróbio
$C_5 H_7 NO_2$	-constituição química da célula
C	-carbono
Ca	-cálcio
$CaCO_3$	-carbonato de cálcio
CO_2	-dióxido de carbono
COT	-carbono orgânico total
cv	-cavalo-vapor
d	-dias
dB(A)	-decibel ponderado pela curva A
DBO	-demanda bioquímica de oxigênio
DBO ₅	-demanda bioquímica de oxigênio, após 5 dias de incubação, mantido a 20 °C

$DBO_{5, total}$	-demanda bioquímica de oxigênio total, após 5 dias de incubação, mantido a 20°C, da amostra sem filtração
$DBO_{5, dissolvida}$	- DBO_5 determinada numa amostra filtrada
DBO_u	-DBO última
DQO	-demanda química de oxigênio
$DQO_{diss.}$	-demanda química de oxigênio da amostra filtrada
DQO_{total}	-demanda química de oxigênio total, da amostra sem filtração
E	-eficiência do processo
EESC-USP	-Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo
Enchim.	-enchimento
eq.	-equação
equival.	-equivalente
ETE	-estação de tratamento de esgotos
f	-fator de conversão para converter DBO_5 em DBO_u
Fe	-ferro
FIG.	-figura
F/M	-razão alimento/ microrganismo
$(F/M)_{ot.}$	-valor ótimo para a razão F/M
g	-grama
GRAF.	-gráfico
h	-hora
hab.	-habitantes
H_2	-hidrogênio

H ₂ O	-água
H ₃ PO ₃	-ácido fosforoso
ICEAS	-SRB com fluxo contínuo
IPH	-Instituto de Pesquisas Hidráulicas - UFRGS
IVL	-índice volumétrico do lodo
IVLA	-índice volumétrico do lodo com agitação
K	-potássio
k	-taxa máxima de utilização de substrato por unidade de massa de microrganismos
k _d	-coeficiente de decaimento endógeno
kg	-quilograma
K _s	-constante de meia velocidade ou concentração de substrato, para a qual a taxa de crescimento de microrganismos é metade da máxima (μ_m)
L	-litro
LAB	-lodos ativados por batelada
L/d	-litros por dia
Ltda.	-limitada
mμ	-milimicro (10 ⁻⁹)
m ³	-metro cúbico
Mg	-magnésio
mg	-miligrama
mg/L	-miligrama por litro

min.	-minutos
mist.	-mistura
mL	-mililitros
mL/g	-mililitros por grama
Mn	-manganês
N	-nitrogênio
Na	-sódio
N_{amoniaco}	-nitrogênio amoniacal
NH_3	-amônia
$(\text{NH}_4)_3 \text{PO}_4$	-fosfato de amônia
NO_3^{2-}	-íon nitrato (solução)
N_{total}	-nitrogênio total
O_2	-oxigênio
O & G	-óleos e graxas
OD	-oxigênio dissolvido
P	-fósforo
p/	-para
pH	-potencial hidrogeniônico, onde $\text{pH} = -\log[\text{H}^+]$
PO_4^{3-}	-íon fosfato (solução)
P_{total}	-fósforo total
P_x	-descarte de lodo ativado produzido por dia, medido em termos de sólidos suspensos voláteis
Q	-vazão de alimentação do reator

Q_a	-vazão do esgoto afluente
Q_d	-vazão de descarte de lodo
Q_e	-vazão do efluente tratado
Q_r	-vazão de recirculação de lodo
r'_g	-taxa líquida de desenvolvimento de microrganismos
r_d	-taxa de decaimento endógeno bacteriano
r_g	-taxa de crescimento bacteriano
RNA	-ácido ribonucléico
rpm	-rotações por minuto
r_{su}	-taxa de utilização de substrato
S	-DBO efluente ou concentração de DQO
S	-enxofre
S/A	-sociedade anônima
SDF	-sólidos dissolvidos fixos
SDT	-sólidos dissolvidos totais
SDV	-sólidos dissolvidos voláteis
Sedim.	-sedimentação
Sist.	-sistema
SO_4^{2-}	-íon sulfato (solução)
S_o	-DBO afluente ou concentração de DQO
$S_o - S$	-massa de substrato utilizada
S.P.	-Estado de São Paulo
SRB	-seqüência de reatores em batelada

SS	-sólidos sedimentáveis
SSF	-sólidos suspensos fixos
SST	-sólidos suspensos totais
SSTA	-sólidos suspensos no tanque de aeração
SSV	-sólidos suspensos voláteis
SSVTA	-sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração
ST	-sólidos totais
STAR-JF	-sistema de tratamento de águas residuárias industriais e sanitárias da Indústria Lápis Johann Faber S/A, fábrica II, São Carlos.
STF	-sólidos totais fixos
STV	-sólidos totais voláteis
TAB.	-tabela
TRS	-tempo de retenção dos sólidos
U	-taxa de utilização específica de substrato pelos microrganismos
UFRGS	-Universidade Federal do Rio Grande do Sul
Unicamp	-Universidade Estadual de Campinas
USEPA	-United States Environmental Protection Agency
UT	-unidade de turbidez
V_r	-volume do reator
VSZ	-velocidade de sedimentação zonal
X	-concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração
X_d	-concentração de sólidos suspensos voláteis no descarte de lodo
X_e	-concentração de sólidos suspensos voláteis no efluente tratado

X_0	-concentração de microrganismos no afluente ao reator
X_r	-concentração de microrganismos na recirculação de lodo
X_t	-massa total de sólidos suspensos voláteis no sistema, incluindo os sólidos no tanque de aeração, no tanque de sedimentação e nas instalações de retorno de lodo.
Y	-coeficiente de produção celular: relação entre a massa de células formadas e a massa de substrato consumida
$y = Ax + B$	-equação geral de uma reta
Y_{obs}	-coeficiente de produção celular observado
μ	-taxa de crescimento específico
μ_m	-taxa máxima de crescimento específico
μm	-micrometro
$\frac{dX}{dt}$	-taxa de variação de microrganismos no reator
$\frac{dS}{dt}$	-taxa de variação de substrato no reator
θ_c	-tempo de detenção celular
θ_{ct}	-tempo de detenção celular baseado no sistema total
θ_H	-tempo de detenção hidráulico
%	-porcento
$^{\circ}C$	-graus Celsius
1 ^a	-primeira
2 ^a	-segunda

RESUMO

O uso de reatores tipo lodos ativados por batelada (LAB), vem sendo intensificado nos últimos anos em vários países, pela sua simplicidade operacional, possibilidade de automação, flexibilidade de estratégias de operação que podem permitir a remoção de nutrientes (N e P) e absorção de picos de cargas volumétricas e/ou orgânicas, baixa produção de lodo e alta eficiência de remoção de compostos orgânicos, aliado à economia de energia e implantação quando comparado com os sistemas de lodos ativados convencionais e suas variantes. No entanto, não existem parâmetros e modelos matemáticos bem definidos que possam ser aplicados ao projeto e operação desse tipo de sistema. Neste trabalho foi investigada a determinação dos coeficientes cinéticos presentes nos modelos matemáticos de biodegradação aeróbia de reatores de lodos ativados de escoamento contínuo, e proposta uma metodologia de determinação dos mesmos para reatores de lodos ativados de escoamento intermitente, variando-se o tempo de detenção celular; uma vez testada essa metodologia, evidenciou-se a diferenciação existente entre as cinéticas de ambos os tipos de reatores biológicos, quando utilizados para tratamento de água residuária de indústria, predominantemente de corantes químicos.

1 INTRODUÇÃO

Conforme estudo feito por BRANCO et al. (1991), os dois principais motivos para que haja um sistema eficiente de tratamento de esgotos, são:

- a) proteção da saúde pública, reduzindo as chances de transmissão de doenças de veiculação hídrica por organismos patogênicos e,
- b) controle da poluição das águas superficiais e subterrâneas.

No projeto de sistemas de tratamento para o controle da poluição ambiental, a legislação vigente exige que os recursos hídricos sejam protegidos por sistemas de tratamento de efluentes e determinados padrões de classificação dos corpos d'água. Nesses sistemas, leva-se em conta não apenas a concentração das substâncias a serem lançadas num corpo d'água (padrões de emissão), mas também a massa de contaminantes que possa ser lançada nele, de modo a não prejudicar seus possíveis usos.

Os órgãos ambientais de fiscalização, antes de licenciarem cada novo empreendimento que utilize os recursos hídricos, verificam se serão atendidos os padrões de emissão e se a classificação do corpo d'água, segundo a legislação vigente, não será ultrapassada, concedendo então, a licença de instalação e operação.

Conforme citado por ECKENFELDER JUNIOR (1989), a escolha dos processos a serem utilizados no tratamento de águas residuárias, de um modo geral, depende dos seguintes itens:

- a) características das águas residuárias : deve-se considerar a forma do poluente (suspensos, coloidais ou dissolvidos), a biodegradabilidade e a toxicidade dos componentes orgânicos e inorgânicos;
- b) qualidade necessária do efluente : deve-se considerar os limites impostos pela legislação quanto aos padrões de emissão do efluente tratado e,
- c) os custos e a disponibilidade de área para qualquer eventual problema. A análise detalhada do custo-benefício deve ser feita antes da seleção do projeto final.

Dependendo da natureza da indústria, vários constituintes devem ser removidos desse despejo industrial, antes de ser lançado ao corpo receptor:

- a) **orgânicos solúveis**, causando a depleção do oxigênio dissolvido. Os corpos d'água necessitam manter um oxigênio dissolvido mínimo, portanto, a quantidade de orgânicos solúveis está restrita à capacidade de assimilação ou às limitações específicas do efluente;

- b) sólidos suspensos.** O depósito de sólidos em trechos estacionários do rio prejudica a vida aquática normal. Serão formados mantos de lodo que contêm sólidos orgânicos, resultando na depleção do oxigênio e na produção de gases nocivos;
- c) orgânicos indicadores.** Os fenóis e outros compostos orgânicos descartados nos despejos industriais, causam gosto e odor na água. Se esses contaminantes não forem removidos antes do descarte, é necessário um tratamento adicional, principalmente se a água do corpo receptor desse despejo for usada para o abastecimento público;
- d) metais pesados, cianetos e orgânicos tóxicos.** A United States Environmental Protection Agency (USEPA) tem definida uma lista de limites da quantidade de compostos orgânicos tóxicos e compostos químicos inorgânicos no efluente industrial;
- e) cor e turbidez.** Apresentam problemas estéticos e podem não ser nocivos para vários usos da água que os contém. Em algumas indústrias de papel e celulose, não estão disponíveis métodos econômicos para a remoção de cor;
- f) nitrogênio e fósforo.** Quando os efluentes são descartados em lagos ou qualquer outra área de recreação, é indesejável a presença de

nitrogênio e fósforo, uma vez que provoca o aumento da eutrofização e estimula o crescimento indesejável de algas;

g) substâncias refratárias resistentes à biodegradação. Podem ser indesejáveis para determinadas necessidades de qualidade da água. O alquilbenzenossulfonato (ABS), que existe nos detergentes, é substancialmente não degradável e freqüentemente produz as espumas nos cursos d'água. Alguns compostos refratários orgânicos são tóxicos para a vida aquática;

h) óleo e material flutuante. Produzem condições desagradáveis e em muitos casos são limitados por regulamentos e,

i) materiais voláteis. O gás sulfídrico e outros orgânicos voláteis criam problemas de poluição atmosférica e são usualmente restritos por regulamentos.

Os rios possuem a capacidade de promover a sua autodepuração, através da estabilização biológica da matéria orgânica contida nos despejos lançados. Isso se dá através da respiração celular das bactérias que oxidam os compostos orgânicos. Em rios poluídos, há uma deficiência de oxigênio, destruindo a vida aquática e impossibilitando o uso direto ou indireto dessas águas. Assim, é

importante se fazer o tratamento de qualquer tipo de esgoto antes que seja lançado em corpos d'água receptores.

O tratamento biológico feito em estações de tratamento de esgotos simula o princípio de autodepuração citado. Um dos mais utilizados é o sistema de lodos ativados, onde a biomassa microbiana promove o tratamento, permitindo uma eficiência elevada.

Neste trabalho serão apresentados esses tópicos, dando maior ênfase ao sistema de lodos ativados por batelada, tecnologia que vem ganhando espaço na solução de problemas ambientais, no Brasil e no mundo, apoiada na sua grande facilidade e flexibilidade operacional, e excelente relação custo/eficiência.

2 OBJETIVOS

O principal objetivo do presente trabalho visa o aprimoramento da tecnologia de tratamento de efluentes líquidos, com o emprego de reatores biológicos de lodos ativados de fluxo intermitente, conhecidos como lodos ativados por batelada (LAB), sistema que vem ganhando grande espaço na solução de problemas de poluição hídrica, apesar da inexistência de parâmetros seguros para sua concepção e operação.

Com o uso de efluentes líquidos gerados por indústria, predominantemente de corantes químicos (JOHANN FABER S/A, São Carlos-SP), em cujas instalações encontra-se tal sistema em funcionamento há quatro anos, com resultados considerados excelentes pelo órgão de fiscalização ambiental local, serão abordados os seguintes aspectos, especificamente:

- a) determinação dos coeficientes cinéticos do tratamento biológico pelo método convencional de reatores aeróbios de escoamento contínuo sem recirculação de lodo;
- b) proposição de metodologia para determinação dos coeficientes cinéticos, com o uso de reatores de lodos ativados de fluxo intermitente e,

- c) comparação entre os resultados de ambas as metodologias e de suas aplicabilidades à concepção de sistemas de lodos ativados por batelada.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo serão abordados diversos tópicos: caracterização de águas residuárias, princípios de tratamento, princípios biológicos do tratamento de águas residuárias, sistema de lodos ativados, lodos ativados intermitentes, considerações de projeto para o sistema de lodos ativados e parâmetros operacionais da estação de tratamento de águas residuárias.

3.1 CARACTERIZAÇÃO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

Segundo METCALF & EDDY (1991), as águas residuárias são caracterizadas em termos de sua composição física, química e biológica.

As principais propriedades físicas, os constituintes químicos e biológicos, com as respectivas fontes, podem ser observados na TAB. 3.1.

Tabela 3.1 - Características físicas, químicas e biológicas de águas residuárias e suas fontes.

(continua)

CARACTERÍSTICAS	FONTES
Propriedades Físicas:	
Cor	Despejos domésticos e industriais, decaimento natural de materiais orgânicos
Odor	Água residuária em decomposição, despejos industriais
Sólidos	Abastecimento de água para uso doméstico, despejos domésticos e industriais, erosão do solo, infiltração
Temperatura	Despejos domésticos e industriais
Constituintes Químicos:	
Orgânicos:	
Carboidratos	Despejos domésticos, comerciais e industriais
Gorduras e óleos	Despejos domésticos, comerciais e industriais
Pesticidas	Despejos agrícolas
Fenóis	Despejos industriais
Proteínas	Despejos domésticos, comerciais e industriais
Poluentes prioritários	Despejos domésticos, comerciais e industriais
Surfactantes	Despejos domésticos, comerciais e industriais
Compostos orgânicos voláteis	Despejos domésticos, comerciais e industriais
Outros	Decaimento natural de materiais orgânicos
Inorgânico:	
Alcalinidade	Despejos domésticos, fornecimento de água de abastecimento, infiltração de água subterrânea
Cloreto	Despejos domésticos, fornecimento de água de abastecimento, infiltração de água subterrânea
Metais pesados	Despejos industriais
Nitrogênio	Despejos domésticos e agrícolas
pH	Despejos domésticos, comerciais e industriais
Fósforo	Despejos domésticos, comerciais e industriais; escoamento superficial natural
Poluentes prioritários	Despejos domésticos, comerciais e industriais

Tabela 3.1 - Características físicas, químicas e biológicas de águas residuárias e suas fontes.

(conclusão)

CARACTERÍSTICAS	FONTES
Enxofre	Fornecimento de água de abastecimento; despejos domésticos, comerciais e industriais
Gases:	
Gás sulfídrico	Decomposição de despejos domésticos
Metano	Decomposição de despejos domésticos
Oxigênio	Fornecimento de água de abastecimento, infiltração de água superficial
Constituintes biológicos:	
Animais	Cursos d'água e estações de tratamento
Plantas	Cursos d'água e estações de tratamento
Protistas:	
Eubacteria e Archaeobacteria	Despejos domésticos, infiltração de água superficial, estações de tratamento
Vírus	Despejos domésticos

Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY (1991).

O tratamento secundário de águas residuárias se preocupa com a remoção de matérias orgânicas biodegradáveis, sólidos suspensos e patógenos. Recentemente esses padrões têm se mostrado mais rigorosos, englobando também a remoção de nutrientes e poluentes prioritários. Quando se deseja o reuso do esgoto, os padrões incluem a remoção de matérias orgânicas refratárias, metais pesados e, em alguns casos, sólidos inorgânicos dissolvidos.

Os contaminantes mais importantes, de interesse no tratamento de esgotos, são:

- a) **sólidos suspensos:** podem levar ao desenvolvimento de depósitos de lodo e condições anaeróbias quando o esgoto não tratado é descartado ao meio ambiente;
- b) **matérias orgânicas biodegradáveis:** são compostas, principalmente, de proteínas, carboidratos e gorduras, e são geralmente medidas em termos de DBO (demanda bioquímica de oxigênio). Caso sejam descartadas ao meio ambiente, a estabilização biológica dessas matérias pode levar à depleção do oxigênio da água dos recursos naturais, e ao desenvolvimento de condições sépticas;
- c) **patógenos:** as doenças contagiosas podem ser transmitidas por organismos patogênicos presentes nos esgotos;
- d) **nutrientes:** o nitrogênio, o fósforo e o carbono são nutrientes essenciais para o crescimento. Quando descartados para o meio aquático, estes nutrientes podem levar ao crescimento de formas de vida aquática desagradáveis. Quando descartados em quantidades excessivas no solo, podem causar a poluição de águas subterrâneas;
- e) **poluentes prioritários:** compreendem os compostos orgânicos e inorgânicos com suspeitas de provocar carcinogenicidade,

mutagenicidade e alto grau de toxicidade aguda. Muitos destes compostos são encontrados nos esgotos;

f) matérias orgânicas refratárias: essas matérias orgânicas tendem a resistir aos métodos convencionais de tratamento de águas residuárias. Como exemplos, podem ser citados os surfactantes, fenóis e pesticidas agrícolas;

g) metais pesados: são usualmente adicionados ao esgoto através de atividades comerciais e industriais, devendo ser removidos se houver o reuso desse esgoto e,

h) constituintes inorgânicos dissolvidos: os constituintes como o cálcio, sódio e o sulfato, são adicionados na água de abastecimento público, podendo haver a necessidade de remoção, caso o esgoto seja reusado.

3.2 PRINCÍPIOS DE TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

Os sistemas de tratamento podem ser constituídos de diversas unidades, incluindo vários processos, tais como: processos físicos, químicos, biológicos e combinações (tais como os sistemas compactos).

A classificação dos processos de tratamento, conforme citação de BRANCO et al. (1991), pode ser feita em função da remoção de:

- a) sólidos grosseiros e em suspensão, que são sedimentáveis em tempos econômicos;
- b) óleos e graxas, minerais, vegetais e animais;
- c) substâncias flutuantes objetáveis;
- d) sólidos coloidais ou óleos emulsificados;
- e) patógenos;
- f) matéria orgânica e inorgânica dissolvida ou semidissolvida;
- g) substâncias odoríferas, inflamáveis ou tóxicas aos operadores dos sistemas de tratamento e,
- h) substâncias tóxicas, mutagênicas ou carcinogênicas ao homem e ao ambiente.

Os níveis de tratamento, segundo METCALF & EDDY (1991) e CARVALHO (1981), incluem:

- a) **tratamento preliminar:** nesta etapa são removidos os constituintes que podem causar problemas operacionais e de manutenção nos processos de tratamento de esgotos. De uma forma genérica, fazem parte dessa operação:
 - *grades* para a remoção de sólidos relativamente grosseiros em suspensão ou flutuação;

- *caixas de areia* para a remoção da mesma, por decantação da fase líquida, a fim de eliminar a matéria suspensa que pode causar o desgaste ou o entupimento de algum equipamento e,

- *flutuação* para a separação de partículas. É um processo de elevação da matéria em suspensão para a superfície do líquido, na forma de espuma, por meio de aeração, insuflação de gás, aplicação de produtos químicos, eletrólise, calor ou decomposição bacteriana e a remoção subsequente da espuma;

b) tratamento primário : no tratamento primário, uma parte dos sólidos suspensos e da matéria orgânica é removida do esgoto. Esta remoção é geralmente feita através de processos físicos como a sedimentação com ou sem a precipitação química, a digestão e a remoção da umidade do lodo;

c) tratamento secundário convencional: o tratamento secundário é direcionado à remoção de matéria orgânica biodegradável e sólidos suspensos. Frequentemente a desinfecção é incluída. O tratamento secundário convencional é definido como uma combinação de processos comumente usados para a remoção destes constituintes, incluindo o tratamento biológico por lodos ativados, reatores de filme-fixo, ou sistemas de lagoas e sedimentação;

d) controle ou remoção de nutrientes: geralmente têm a sua importância no que diz respeito a:

- descartes em corpos de água confinados, onde a eutrofização pode ser causada ou acelerada;
- descartes a corpos de água onde a nitrificação pode esgotar as reservas de oxigênio ou onde plantas aquáticas enraizadas podem florescer e,
- recargas de águas subterrâneas que podem ser usadas indiretamente pelo fornecimento público de água.

O nitrogênio e o fósforo são os nutrientes de maior interesse e podem ser removidos por processos biológicos, químicos ou combinações;

e) tratamento avançado: no nosso caso esse termo é definido como o nível de tratamento necessário, além do tratamento secundário convencional, para remover constituintes que podem incluir nutrientes, componentes tóxicos, e para aumentar a quantidade de matéria orgânica e sólidos suspensos. Outras unidades operacionais e processos empregados no tratamento avançado são a coagulação química, floculação e sedimentação, seguida pela filtração e carvão ativado;

f) tratamento de despejos tóxicos: as concentrações de poluentes tóxicos para os despejos industriais, descartados na rede municipal e sistemas de tratamento, são geralmente controladas pelo pré-tratamento antes do descarte para o sistema municipal. Em alguns casos, a remoção de

substâncias tóxicas é feita em instalações municipais de tratamento. Muitas substâncias tóxicas, como os metais pesados, são reduzidas por alguma forma de tratamento físico-químico, como a coagulação química, floculação, sedimentação e filtração. Algum grau de remoção também é conseguido através do tratamento secundário convencional. Os esgotos que contêm constituintes orgânicos voláteis podem ser tratados por remoção com ar ou por adsorção carbonácea e,

g) tratamento de excessos de esgotos combinados: os excessos de esgotos combinados consistem de um descarte grande e intermitente de esgotos, resultantes de uma mistura de água de tempestades com o esgoto. Com a exceção do escoamento superficial inicial, as concentrações dos constituintes de interesse estão diluídas quando comparadas aos esgotos domésticos e industriais. Os sistemas de tratamento necessários geralmente visam a remoção de sólidos suspensos e patógenos. A remoção de sólidos suspensos pode ser feita pela remoção de areia e/ou por sedimentação. A desinfecção geralmente é feita pela cloração.

3.3 PRINCÍPIOS BIOLÓGICOS DO TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

Neste item serão abordados os seguintes temas: autodepuração de corpos d'água receptores, microrganismos importantes no tratamento biológico e tratamento biológico aeróbio.

3.3.1 Autodepuração de Corpos D'água Receptores

BRANCO (1986) cita que a oxidação das matérias orgânicas não se dá (a não ser em escala extremamente reduzida), pelo simples contato destas com o oxigênio do ar. É necessária a presença de catalizadores, ou seja, enzimas que facilitem a realização dessa reação. A presença de bactérias em grande quantidade nos esgotos, proporciona exatamente os catalizadores necessários à reação (enzimas respiratórias).

“Não se deve entender que as bactérias tenham, por isso, um papel específico de depurar os dejetos e os cursos d'água, mas trata-se, apenas, de um ciclo biológico”. São oxidações desse tipo que causam a decomposição de animais mortos ou das folhas e troncos de árvores no solo.

As bactérias, fungos, vermes e outros microrganismos responsáveis por essas oxidações, nutrem-se para viver: alimentam-se de matéria orgânica e respiram oxigênio. É o caso dos abutres que, ao se alimentarem de animais mortos,

estão, tanto quanto as bactérias, promovendo a oxidação biológica, assim como o homem também promove oxidação biológica sempre que se alimenta e respira.

Existem dois caminhos para que ocorra a oxidação biológica: aeróbio e anaeróbio, realizados, respectivamente, por organismos que respiram oxigênio dissolvido (OD) e os que se utilizam de outros tipos de receptores de hidrogênio. Em ambos os casos, as bactérias desempenham um papel importante como intermediários da reação.

No processo de depuração natural que ocorre nos cursos d'água, comparecem ambas as formas de oxidação: a aeróbia, predominando nas águas junto à superfície líquida, por onde se dá a entrada do ar atmosférico, e a anaeróbia no fundo, especialmente nos depósitos de lodo orgânico ou em toda a massa d'água, quando a carga de poluição é suficientemente grande para consumir todo o oxigênio. Do mesmo modo, o tratamento artificial dos esgotos pode seguir um desses dois caminhos.

“Esses processos podem ser observados na própria natureza, no decurso de um rio ou no volume de um lago poluído por despejos orgânicos. É a chamada autodepuração dos cursos d'água, onde o material putrefato e de mau cheiro transforma-se em sais minerais e gás carbônico, restabelecendo a limpidez das águas naturais”. Na autodepuração, a matéria poluidora que atinge um corpo d'água sofre um processo natural de neutralização que inclui, principalmente, a diluição, a sedimentação e a estabilização bioquímica, que é a própria autodepuração.

O grau de tratamento exigido corresponde à parcela de carga poluidora que o corpo d'água por si próprio não tenha capacidade de depurar, porém, sem prejuízo para a vida aquática.

A FIG. 3.1 ilustra esse processo, segundo FIGUEIREDO (1994), tendo-se como exemplo o Rio Tietê.

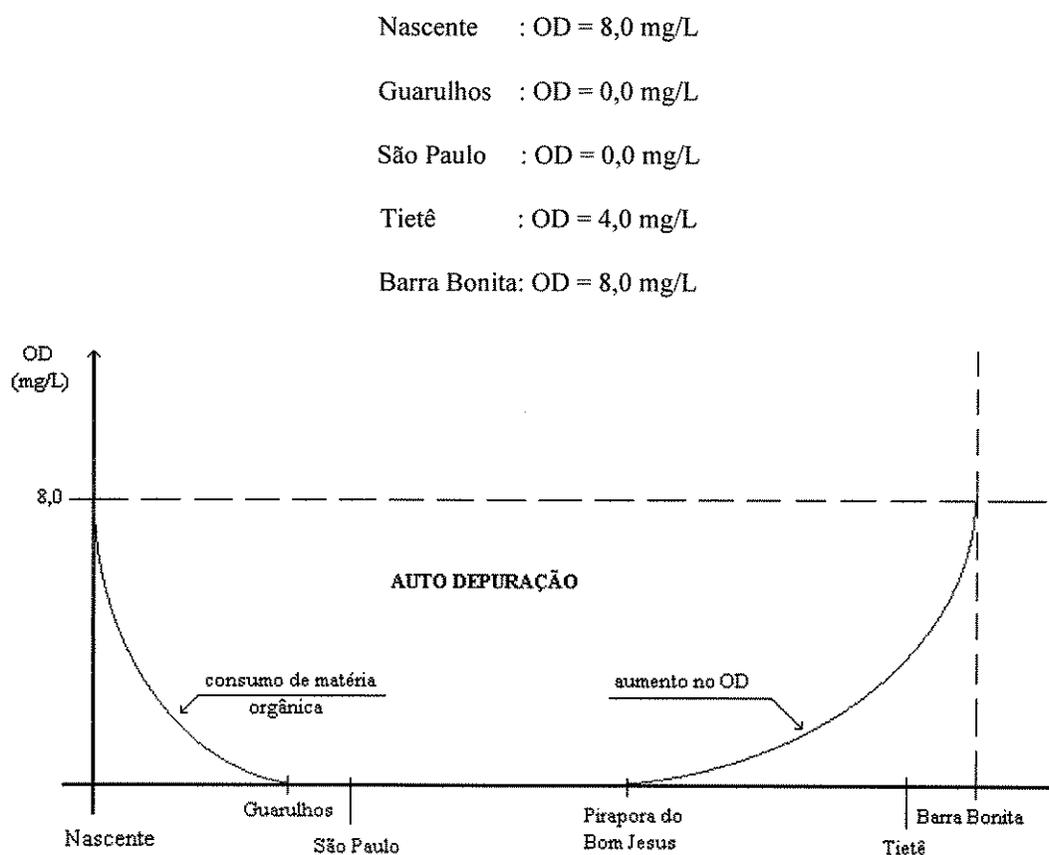


Figura 3.1 - Exemplo ilustrativo de auto depuração de um rio.

Fonte: FIGUEIREDO (1994).

Conforme BRANCO (1986), a concentração de oxigênio dissolvido em qualquer massa d'água isenta de matérias redutoras (despejos, matéria orgânica em decomposição), está em equilíbrio permanente com a pressão parcial do oxigênio

atmosférico. Essa concentração é proporcional à temperatura da água e pode ser expressa em termos de porcentagem de saturação. Quando essa água recebe determinada carga poluidora (expressa em valores de DBO), uma parte de seu oxigênio dissolvido será utilizada na oxidação biológica da matéria introduzida. Nestas condições, a água não se encontra mais saturada de oxigênio, apresentando um *déficit de saturação* (diferença entre a concentração prevista e a real, em miligramas por litro, à temperatura existente e à concentração encontrada nas determinações químicas). Posteriormente, esse déficit de saturação tende a ser compensado às custas de dois fenômenos:

- a) **reaeração**, a partir de oxigênio atmosférico - exógeno e,
- b) **reoxigenação**, a partir da produção fotossintética, pelos organismos clorofilados que habitam na própria massa d'água e, portanto, endógeno.

“A tendência final será a recuperação das condições iniciais, ou seja, a saturação de oxigênio, completando o processo geral de autodepuração”.

3.3.2 Microrganismos Importantes no Tratamento Biológico

Segundo LEME (1984), “os processos biológicos, embora coagulem ou removam sólidos coloidais não sedimentáveis, têm como objetivo principal a

decomposição de materiais orgânicos através do metabolismo celular dos microrganismos.

Estes processos, que são os mais importantes no tratamento dos esgotos sanitários e despejos industriais biodegradáveis, fundamentam-se no aproveitamento do trabalho natural de biodegradação dos microrganismos para a estabilização da matéria orgânica dos esgotos”.

METCALF & EDDY (1991) citam que, de acordo com a estrutura e função da célula, os microrganismos são comumente classificados como *eucaryotes*, *eubacteria*, e *archaebacteria*. O grupo procarionte (*eubacteria* e *archaebacteria*) é o mais importante no tratamento biológico e é geralmente referido, simplesmente, como bactérias. O grupo *eucaryotes* inclui plantas, animais e protistas. Os mais importantes no tratamento biológico são os fungos, protozoários, rotíferos e algas.

3.3.2.1 Bactérias

Segundo BRANCO (1986), bactérias são microrganismos unicelulares, que se apresentam de forma isolada ou em grupos, formando colônias.

Tanto nos solos como nas águas naturais, verifica-se um ciclo entre matéria orgânica e produtos minerais, que consiste na transformação de um em outro por intermédio de processos vitais. Enquanto os agentes da transformação de minerais em matéria orgânica são essencialmente os organismos vegetais (isto é, os seres de vida autotrófica), os que realizam a reação contrária são os organismos

heterotróficos, entre os quais ocupam lugar de destaque as bactérias e fungos saprófitos. “Assim, toda a matéria de origem vegetal ou animal, inclusive os seus excretas, é atacada pelos inúmeros microrganismos que transformam o nitrogênio de suas proteínas em amônia, o carbono em carbonatos e gás carbônico, sendo que esses compostos finais, estabilizados, constituirão a fonte de nutrição para os organismos autótrofos”.

Entre as bactérias saprófitas, as de maior importância na indicação de poluição, na autodepuração no tratamento artificial de esgotos, são as dos gêneros *Zooglea* e *Sphaerotilus*, embora estas últimas não sejam obrigatoriamente saprófitas, podendo viver quimiossinteticamente, oxidando ferro ou manganês, em águas que contenham esses elementos.

Existem também as bactérias quimiossintetizantes ou quimiotróficas, que são aquelas que sintetizam compostos orgânicos a partir de gás carbônico e água, utilizando como fonte de energia necessária ao processo, as calorias resultantes da oxidação de compostos inorgânicos existentes no meio em que vivem. Geralmente não são considerados quimiotróficos nem mesmo autótrofos, os organismos que oxidam compostos orgânicos ou que, de qualquer modo, necessitam de matéria orgânica como condição indispensável à sua existência, como acontece com certas bactérias que reduzem o gás carbônico a metano. As bactérias quimiotróficas constituem grupos denominados de acordo com o substrato ou elemento químico sobre o qual reagem, a fim de produzir energia para a síntese.

METCALF & EDDY (1991) citam que as condições ambientais de temperatura e pH têm um efeito importante sobre a sobrevivência e o crescimento da

bactéria em águas residuárias generalizadas (uma vez que quase todo o tipo de água residuária pode ser tratada biologicamente). Em geral, o crescimento ótimo ocorre dentro de intervalos de variação de temperatura e valores de pH limitados, embora as bactérias devam ser capazes de sobreviver dentro de limites mais amplos.

Tem sido observado que as taxas de crescimento dobram com um aumento de, aproximadamente, 10°C até que a temperatura ótima seja alcançada. Assim, as bactérias podem ser classificadas de acordo com a temperatura em que possuam maior atividade, conforme a TAB. 3.2, a seguir.

Tabela 3.2 - Alguns intervalos de temperaturas para várias bactérias.

Tipo	T E M P E R A T U R A , °C	
	Intervalo	Ótimo
Psicrofilico	10 - 30	12 - 18
Mesofilico	20 - 50	25 - 40
Termofilico	35 - 75	55 - 65

Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY (1991).

O pH do ambiente também é um fator-chave no crescimento de organismos. Muitas bactérias não podem tolerar níveis de pH acima de 9,5 ou abaixo de 4,0. Geralmente, o pH ótimo para o crescimento de bactérias está entre 6,5 e 7,5.

3.3.2.2 Fungos

Conforme METCALF & EDDY (1991), os fungos são protistas multicelulares, não-fotossintéticos, heterotróficos. Os fungos são usualmente classificados pelas suas formas de reprodução. Produzem unidades microscópicas (*hyphae*), que formam espécies de massas filamentosas chamadas miscelas. As leveduras são fungos que não podem formar miscelas e são, portanto, unicelulares.

Muitos fungos são estritamente aeróbios. Eles têm a capacidade de crescer sob condições de baixa umidade e podem tolerar um ambiente com um valor de pH relativamente baixo. O pH ótimo para muitas espécies é em torno de 5,6, enquanto que o intervalo de sobrevivência pode variar de 2 a 9. Os fungos também têm uma pequena necessidade de nitrogênio. A capacidade de sobrevivência dos fungos sob pH baixo e condições limites de nitrogênio, associada com sua capacidade de degradar a celulose, faz com que eles sejam muito importantes no tratamento biológico de alguns despejos líquidos industriais e em despejos orgânicos.

3.3.2.3 Protozoários e Rotíferos

De acordo com METCALF & EDDY (1991), os protozoários são protistas móveis, microscópicos e usualmente são células simples. A maioria dos protozoários são heterotróficos aeróbios, embora existam alguns anaeróbios. Geralmente, os protozoários são maiores do que as bactérias e freqüentemente as

Segundo CURDS (1971a,b), o maior mecanismo de remoção de bactérias, no processo de lodos ativados, parece ser a predação por uma variedade de amebas, protozoários ciliados e rotíferos. Em reatores sem o retorno de lodo, as oscilações de predador-presa são perceptíveis. No entanto, o retorno do lodo do efluente, que é normalmente praticado, tende a amortecer estas oscilações, de modo que, abaixo das condições de equilíbrio, toda a remoção de bactérias pela predação permanece constante.

Os protozoários ciliados e rotíferos alimentam-se apenas das bactérias livremente suspensas e não das formas floculadas. GRAY (1990) cita que as amebas alimentam-se tanto das bactérias suspensas como das formas floculadas. Claramente, as amebas têm uma importância particular, no sentido de nutrirem-se de patogênicos que estão adsorvidos aos flocos do lodo.

Os vírus podem ser inativados de vários modos: através da aeração com mistura contínua, de acordo com estudo feito por GLASS e O'BRIEN (1980), ou pela adição de sulfato de alumínio no tanque de aeração para precipitar fosfatos, removendo tanto vírus como bactérias fecais, segundo DAVIS e UNZ (1973,1975).

3.3.3 Tratamento Biológico Aeróbio

De acordo com BRANCO (1986), no processo aeróbio procura-se intensificar a proliferação de certos microrganismos, especialmente bactérias que, além da propriedade de oxidar aerobicamente a matéria orgânica, possuem uma

característica de importância especial para esse tipo de tratamento - a de formarem massas capazes de adsorver partículas em suspensão.

Sendo os processos aeróbios destinados, principalmente, ao tratamento da fase líquida contendo partículas finas em suspensão, é de todo o interesse que se verifique a *floculação* desse material, dando origem a massas de maior tamanho e densidade (os *flocos*, de sedimentação mais rápida), tal como é realizado na coagulação e decantação das águas de abastecimento, para remoção das partículas suspensas.

Neste último caso, empregam-se coagulantes químicos que, pela sua natureza coloidal, possuem ação de superfície, capaz de produzir a adsorção das partículas. No caso do esgoto, é observado o mesmo fenômeno, porém, às custas de massas com propriedades coloidais, constituídas por certos tipos de microrganismos que o habitam, capazes de oxidar aerobicamente as partículas orgânicas adsorvidas.

3.3.3.1 Nutrição dos Microrganismos

BRANCO (1986) comenta que a realização da oxidação da matéria orgânica do esgoto depende da presença de microrganismos em grande quantidade, os quais devem reproduzir-se. Em outras palavras, devem sintetizar novos organismos às custas do material retirado do meio, através do processo de nutrição. “Pode-se dizer, portanto, que nem toda a carga orgânica do esgoto, representada pela sua DBO, é oxidada, pois uma parte considerável da mesma é simplesmente

transformada em massa de bactérias. Os organismos responsáveis por essas atividades podem ser autótrofos ou heterótrofos, compreendendo-se, nestas classificações, vários graus de necessidades com relação aos nutrientes minerais e orgânicos.

O alimento orgânico é constituído, principalmente, pelas partículas de substâncias decomponíveis, oxidáveis, que representam o material poluidor do esgoto”.

LEME (1984) cita que o trabalho bacteriano de biodegradação da matéria orgânica está conjugado com o metabolismo das bactérias, que pode ser definido como a soma de todas as reações bioquímicas de um organismo (utilização do alimento, crescimento, multiplicação do organismo e a disposição da energia).

As bactérias necessitam de alimentos para o seu desenvolvimento, porém, como não possuem clorofila, não podem utilizar o sol como fonte de energia e nenhuma outra forma de energia, exceto a que obtém através do seu metabolismo. Os elementos essenciais dos alimentos abrangem, principalmente, o H₂, O₂, C, N, P e S, elementos esses que fazem parte da constituição celular.

Os três primeiros constituem a estrutura sobre a qual se constroem as moléculas orgânicas, enquanto que os três últimos se encontram em quantidades pequenas, podendo existir ainda, outros elementos tais como K, Na, Mg, Mn, Ca e Fe.

Na sua maior parte, de acordo com BRANCO (1986), os nutrientes minerais necessários ao conjunto de microrganismos do esgoto, acham-se presentes como constituintes normais dos esgotos domésticos e industriais. Apenas os

compostos de nitrogênio e de fósforo podem manifestar-se em concentrações insuficientes, especialmente nos despejos do segundo tipo havendo, pois, a necessidade de complementá-las artificialmente.

Segundo LACKEY e WATTIE (1940), MORGAN e BECK (1928) e SMIT (1934), a bactéria *Sphaerotilus natans*, por exemplo, forma filamentos extensos em águas poluídas, necessitando de grandes quantidades de carboidratos no seu metabolismo, reproduzindo-se mais intensamente em meio que contenha maior porcentagem dessas substâncias. Certos fungos, conforme estudos de LACKEY e DIXON (1943) e LACKEY (1949), freqüentes em instalações de tratamento aeróbio, utilizam, para a sua nutrição, substâncias resultantes da decomposição das bactérias. Certos protozoários nutrem-se de bactérias, fato que é considerado de grande importância para o tratamento, clarificando o efluente.

3.3.3.2 Reprodução

3.3.3.2.1 Formação de Flocos

Em seu trabalho, BRANCO (1986) cita que “grande número de bactérias possui um envoltório ou bainha de consistência gelatinosa, constituída de polissacarídeos, envolvendo cada uma de suas células. Sendo essa bainha embebível e parcialmente solúvel em água, pode, algumas vezes, aumentar muito de espessura,

chegando a constituir verdadeiras massas gelatinosas, contendo muitas bactérias juntas no seu interior. Essa massa gelatinosa recebe o nome de *Zooglea*".

Segundo McKinney (1956), citado por BRANCO (1986), "nunca se produz floculação quando as bactérias se acham na *fase de crescimento*, que é a curva de proliferação que se observa quando o meio é extremamente rico em nutrientes, ou mesmo na *fase de decaimento*, em que a proliferação é apenas proporcional à quantidade de matéria nutritiva, pois o meio é mais pobre; apenas são floculadas as bactérias na *fase endógena*, quando, esgotados os nutrientes, as bactérias passam a viver, principalmente, de suas próprias reservas nutritivas, caindo a curva de reprodução.

Assim sendo, a floculação está condicionada, além dos fatores coloidais, à capacidade energética do meio em que vivem" (observar a FIG. 3.2).

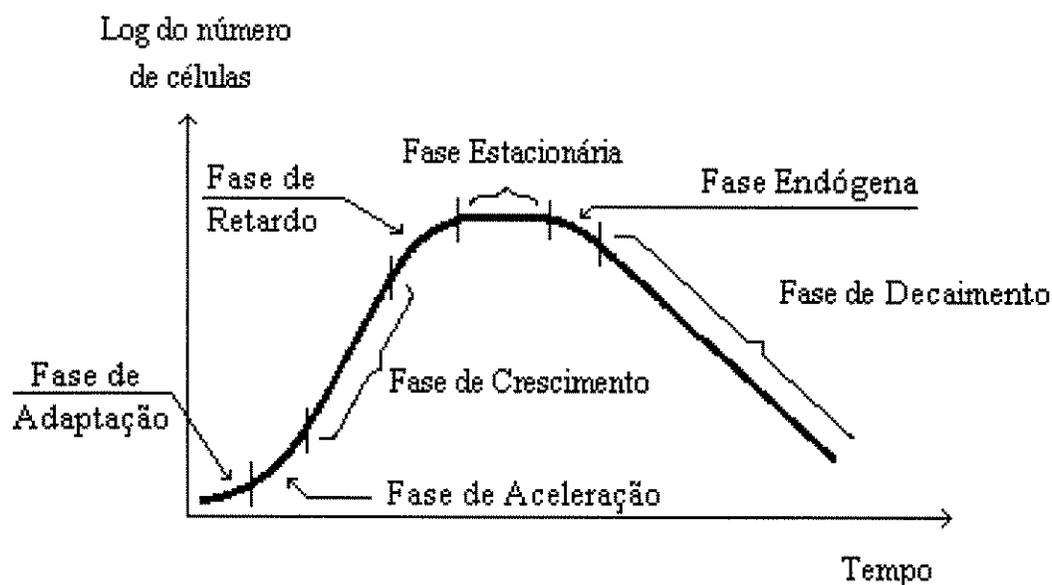


Figura 3.2 - Curva típica de desenvolvimento bacteriológico, em termos de número de bactérias.

Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY (1991).

Segundo BRANCO (1986), a carga orgânica do esgoto pode ser medida em quilos de DBO por dia, por quilo de esgoto: quando esse valor é muito elevado, as bactérias têm o seu metabolismo intensificado e suas atividades locomotoras impedem a floculação; quando baixo, as bactérias entram em inatividade, aderindo-se umas às outras toda vez que o movimento Browniano as coloca em contato. Se forem adicionados compostos nutritivos ao material floculado, os flocos se desfazem novamente; se as bactérias não floculadas forem retiradas do meio de cultura rico em nutrientes e colocadas em simples solução salina, passam a formar flocos.

Nos processos aeróbios de tratamento de esgotos, a aeração, por qualquer processo, produz a oxidação rápida desse material através de uma intensa proliferação de bactérias aeróbias, as quais consomem a matéria nutriente, entrando em fase endógena, por superpopulação. Nessa fase se dá a floculação, que permite a precipitação das partículas restantes em suspensão. Nessas condições, pode-se ter várias situações:

- a) uma aeração deficiente poderá manter um excesso de matérias nutritivas, portanto, excesso de valor energético, impedindo a boa floculação e,
- b) uma aeração excessiva (particularmente no caso de tratamento por lodos ativados) intensifica a floculação, porém, dá origem a flocos de baixa capacidade depuradora, em virtude de um metabolismo muito reduzido das bactérias que o formam.

3.3.3.2.2 *Crescimento em Culturas Puras*

a) **crescimento em termos de número de bactérias**, de acordo com METCALF & EDDY (1991).

Admitindo-se que inicialmente um pequeno número de organismos é inoculado através de um volume fixo do meio de cultura, e o número constante de organismos viáveis seja registrado em função do tempo, pode-se observar um desenvolvimento do crescimento de bactérias, conforme mostrado na curva da FIG.3.2.

- **fase de adaptação ou LAG:** esta fase representa o tempo necessário para que os organismos se adaptem ao novo ambiente e comecem a se multiplicar. A velocidade de crescimento é nula;

- **fase de aceleração :** inicia-se o crescimento microbiano, face ao consumo de substrato. A velocidade de crescimento aumenta com o tempo;

- **fase de crescimento :** durante esse período, as células se dividem numa taxa, determinada pelo seu tempo de geração e pela sua capacidade de processar alimentos (taxa de crescimento percentual constante).

Frente às condições adequadas de vida (substrato abundante, baixa concentração de metabólitos tóxicos, etc.), o microrganismo cresce com

velocidade máxima, que pode ser representada por uma função exponencial;

- **fase de retardo:** a velocidade de crescimento, que era máxima na fase anterior, passa a diminuir, uma vez que o substrato disponível começa a escassear e já existe o acúmulo considerável de excretas tóxicos;

- **fase estacionária:** Aqui a população remanescente estaciona. Para esse fenômeno, tem-se as seguintes explicações:

- inexistência de substrato ou nutrientes necessários ao crescimento;
- a geração de novas células compensa a morte de células velhas e,
- ocorre o acúmulo de substâncias tóxicas em níveis incompatíveis com o desenvolvimento microbiano.

A velocidade de crescimento dos microrganismos volta a ser nula e,

- **fase de decaimento:** durante essa fase, a taxa de mortalidade de bactérias excede a produção de novas células. A taxa de mortalidade é usualmente uma função da população viável e das características do meio ambiente. A velocidade de crescimento é negativa;

b) crescimento em termos de massa bacteriana, de acordo com METCALF & EDDY (1991).

- **fase LAG:** novamente, a bactéria requer tempo para se adaptar ao seu ambiente nutricional. Esta fase, em termos de massa bacteriana, não é tão longa quanto a fase LAG correspondente em termos de números de indivíduos, porque a massa começa a aumentar antes da divisão celular;
- **fase de crescimento:** há sempre uma quantidade de alimento em excesso em contato com os microrganismos, e as taxas de metabolismo e crescimento são apenas uma função da capacidade dos microrganismos de processarem o substrato;
- **fase de decaimento:** A taxa de crescimento da massa bacteriana decresce devido às limitações no fornecimento de alimento e,
- **fase endógena:** os microrganismos são obrigados a metabolizar seu próprio protoplasma sem reposição, pois a concentração de alimento disponível é mínima. Durante esta fase, pode ocorrer o fenômeno conhecido como “lise”, na qual os nutrientes remanescentes nas células mortas se propagam para fornecer alimento às células remanescentes.

Nas fases estacionárias e de declínio, o microrganismo consome suas reservas protoplasmáticas (ocorre um emagrecimento celular), sendo este processo conhecido como metabolismo endógeno. Estas duas fases podem ser também chamadas de fase endógena.

3.3.3.2.3 *Crescimento em Culturas Mistas*

De acordo com METCALF & EDDY (1991), embora a curva de crescimento apresentada (FIG. 3.2) tenha sido descrita para culturas puras, sua utilização também é bastante freqüente em culturas mistas, tal como no processo de lodos ativados.

Nesse processo, a depuração biológica ocorre no tanque de aeração, alimentado com o despejo a ser tratado. O lodo biológico encontra-se misturado com o meio líquido. Em sua maior parte, ele é formado por uma população mista de bactérias agregadas sob a forma de flocos biologicamente ativos. Essa população mista de bactérias não está em crescimento sincronizado: enquanto uma parte delas se encontra na fase exponencial de crescimento, portanto, de renovação celular, outra parte acha-se na fase estacionária e uma terceira, na fase de declínio. Dependendo das condições de operação do sistema, é possível manter uma parcela maior de bactérias nestas duas últimas fases, ou seja, na fase endógena.

A importância da manutenção da fase endógena para o processo está na diminuição da biomassa devido à auto-oxidação (metabolismo endógeno) e também porque é nestas condições que ocorre a floculação bacteriana. Tal fato é característica importante do processo, pois este fenômeno faz com que a massa bacteriana formada possa ser separada do efluente tratado e retornada ou mantida no tanque de aeração.

Muitos processos de tratamento biológico são compostos de populações biológicas mistas, em que cada microrganismo do sistema tem sua

própria curva de crescimento. A posição e a forma de uma curva particular de crescimento no sistema, numa escala temporal, depende da disponibilidade de alimento, nutrientes e do próprio tipo de sistema (aeróbio ou anaeróbio), além de fatores ambientais, tais como temperatura, pH, etc.

3.3.3.3 Respiração dos Microrganismos

De acordo com BRANCO (1986), através da respiração aeróbia, os organismos que formam os flocos oxidam a matéria orgânica que retiram do esgoto. O oxigênio necessário deve estar no próprio esgoto, que constitui o oxigênio dissolvido (OD), podendo ser enriquecido pela atividade de microrganismos fotossintetizantes, por contato direto com o ar ambiente ou por introdução mecânica, de acordo com o tipo de tratamento aeróbio.

As bactérias e outros microrganismos aeróbios, ao destruírem a matéria orgânica do esgoto, procedem como os animais superiores ao nutrirem-se: ingerem esse alimento, após transformá-lo em compostos orgânicos solúveis e assimiláveis que ficam armazenados em suas células, constituindo reserva que será utilizada na composição de novas células (reprodução) ou no fornecimento de energia.

Assim, o esgoto, ao ser intensamente aerado na fase inicial do tratamento, sofre grande redução de sua DBO e, portanto, do seu conteúdo de matéria orgânica. Mas essa matéria orgânica é inicialmente armazenada nas células sob a

forma de glicogênio, e não é imediatamente metabolizada. Só posteriormente, com a continuação do processo de tratamento, é que será transformada em material para construção de novos microrganismos ou oxidada para a produção de energia necessária a essa mesma síntese ou às atividades locomotoras, etc.

Portanto, o fornecimento de ar tem por função suprir o meio em oxigênio, de modo suficiente para que os microrganismos possam respirar, oxidando suas reservas de glicogênio (no caso de bactérias) ou de outros compostos (no caso de protozoários, etc.).

3.3.3.4 Nitrificação e Desnitrificação

Conforme pesquisa feita por OGERA (1995), o nitrogênio pode ocorrer sob diversas formas e sofrer numerosas transformações nos tratamentos de águas residuárias. Estas transformações permitem a conversão do nitrogênio-amônia para produtos que possam facilmente ser removidos. Os dois principais mecanismos para a remoção do nitrogênio são a assimilação e a nitrificação-desnitrificação.

Como o nitrogênio é um nutriente, os microrganismos presentes nos processos de tratamento assimilam o nitrogênio-amônia e o incorporam no tecido celular. Uma parte dessa amônia irá para a água residuária com a morte e quebra das células.

Na nitrificação-desnitrificação, a remoção do nitrogênio é acompanhada em dois passos de conversão. No primeiro passo (nitrificação), a

demanda de oxigênio da amônia é reduzida pela conversão para nitrato. Entretanto, apenas foi alterada a forma do nitrogênio, sem a sua remoção. Num segundo passo (desnitrificação), o nitrato é convertido a produtos gasosos, sendo removido para a atmosfera.

3.4 SISTEMA DE LODOS ATIVADOS

Neste item, específico para o sistema de lodos ativados, serão apresentados considerações gerais, impactos ambientais gerados, fases e principais componentes do sistema, e tipos de reatores utilizados.

3.4.1 Considerações Gerais

Segundo JORDÃO e PESSOA (1975), lodo ativado é o floco produzido num esgoto bruto ou sedimentado pelo crescimento de bactérias *Zoogleas* ou outros organismos, na presença de oxigênio dissolvido e acumulado em concentração suficiente, graças ao retorno artificial ou preservação de flocos previamente formados.

No princípio da depuração verificado no sistema de lodos ativados, conforme BRANCO (1986), “não há, propriamente, um substrato sólido para a

fixação desses organismos ou, se há, este é constituído pelas próprias partículas em suspensão no esgoto”.

Disto resulta uma economia de espaço nas unidades de tratamento, que não precisam ser preenchidas com cascalhos ou outro material de grande superfície - a superfície total das partículas de lodo em suspensão é, em última análise, muito maior do que a dos cascalhos.

Outra característica do processo é que, sendo os flocos móveis e não permanentemente fixos em uma determinada posição da unidade de tratamento, podem ser retirados do esgoto (que já se encontra em uma fase de oxidação adiantada), e transferidos para o esgoto bruto ou em início de depuração, sob forma de *retorno de lodo*. Dessa forma, acelera-se o processo, não só em virtude da grande capacidade depuradora que já possui, como também por esse retorno constituir-se de uma verdadeira inoculação em massa de microrganismos depuradores que irão se reproduzir rapidamente no novo meio.

A introdução constante de ar não só fornece o oxigênio indispensável à atividade respiratória dos microrganismos depuradores, como promove a agitação do meio, distribuindo uniformemente, por toda a massa líquida, o lodo constituído pelos flocos.

Na oxidação biológica verificada no sistema de lodos ativados, deve-se levar em consideração os seguintes fatos:

- a) a formação de flocos com capacidade adsorvente se encontra na dependência de uma inatividade parcial das bactérias, uma vez que, de

outro modo, elas não se aglutinariam: essa inatividade pode ser proporcionada através de uma nutrição deficiente ou através de uma taxa elevada de oxigenação, o que reduz a quantidade de energia disponível para as bactérias e,

- b) a maior taxa de metabolização das bactérias e, conseqüentemente, a maior capacidade de remoção de DBO se dá nas fases logarítmicas de crescimento e de declínio, enquanto que na fase endógena, as bactérias passam a se autodigerir, tendo as suas capacidades metabolizadoras muito reduzidas.

Assim, quando ocorre a oxidação total nos lodos ativados, há a formação de flocos de alta capacidade adsorvente, mas de pequeno poder oxidante. Esse lodo pode se autodestruir, morrendo mais bactérias do que as que se formam por síntese, resultando como subproduto, no esgoto: CO₂, água e amônia.

Portanto, procura-se atingir um estágio intermediário, através de uma introdução adequada de esgoto e de oxigênio, de modo a se obter bactérias com capacidade suficiente de depuração, mas que, ao mesmo tempo, não disponham de energias tão grandes que lhes permitam fugir à formação de flocos adsorventes.

GRAY (1990) cita que no esgoto sedimentado, a matéria orgânica está presente, parte como matéria solúvel (menor do que 1 m μ), matérias particuladas coloidais (1 m μ - 1 μ m), parte como finamente suspensos (1 - 100 μ m) e com a matéria orgânica predominantemente associada à fração particulada. No esgoto, 64%

dos sólidos totais são classificados como solúveis, enquanto que 34% são particulados, com 80% de fração particulada orgânica, comparado com apenas 20% em fração solúvel. Então, a maior parte da carga orgânica da unidade de lodo ativado, estará na forma coloidal ou sólidos particulados de grande tamanho.

No primeiro estágio da purificação, o material particulado e coloidal é rapidamente adsorvido ou aglomerado num floco microbiano. Enquanto o material solúvel presente pode ser utilizado imediatamente, o coloidal ou a matéria suspensa deve ser solubilizado extracelularmente antes de tornar-se disponível para a oxidação microbiana.

RICKERT e HUNTER (1972) demonstraram que os sólidos particulados são removidos pelo tratamento biológico de forma mais eficiente do que a fração solúvel, o que mostra a importância dos processos físico-químicos no tratamento de esgotos. A natureza variada da matéria orgânica presente assegura que está sendo oxidada à taxas diferentes.

Segundo NEMEROW (1963), o sistema de lodos ativados tem se mostrado bastante efetivo no tratamento do esgoto doméstico. Neste sistema, são gerados flocos biologicamente ativos, capazes de adsorver matéria orgânica dos despejos e converter em produtos finais simples, como CO_2 , H_2O , NO_3^{2-} , SO_4^{2-} .

Os lodos biológicos desenvolvem-se naturalmente em despejos orgânicos aerados que contêm uma considerável porção de matéria coloidal e suspensa, porém, para uma remoção eficiente de sólidos orgânicos dissolvidos, são necessárias concentrações altas de flocos, a fim de que se promova uma ampla superfície de contato para o desenvolvimento de atividades biológicas aceleradas. Os

flocos são massas vivas de organismos e lodo, e são centros altamente ativos de vida biológica; daí o termo “lodo ativado”.

3.4.2 Impactos Ambientais do Sistema de Lodos Ativados

Existem muitos impactos ambientais causados por águas residuárias e lodos provenientes de algum tipo de tratamento. Quando se refere ao sistema de lodos ativados, o odor, os ruídos e a formação de aerossóis são os principais problemas que aparecem. Entretanto, segundo GRAY (1990), muitos destes problemas estão restritos a determinados locais, e raramente têm efeito fora da área da estação de tratamento.

Várias estações de tratamento foram originalmente construídas em locais afastados de zonas residenciais, porém, com o tempo, houve o desenvolvimento da construção de edificações; como consequência, o aumento do número de reclamações tornou-se acentuado em relação à estação de tratamento.

3.4.2.1 Odor

De acordo com GRAY (1990), a aeração empregada no sistema de lodos ativados é um método em que quaisquer compostos voláteis poderão ser liberados para a atmosfera, havendo a possibilidade de formação de algum tipo de

odor. Entretanto, a menos que existam compostos voláteis no efluente industrial, ou que a água residuária seja anaeróbia e sofra degradação parcial no esgoto, não será produzido nenhum odor.

As condições anaeróbias em tanques de aeração resultarão numa variedade de odores desagradáveis devido à quebra de proteínas, carboidratos e lipídios. A prevenção de odores pode ser feita pela remoção de compostos voláteis que produzam odores, dos efluentes e pela prevenção de possíveis condições anaeróbias nos tanques de aeração.

3.4.2.2 Ruído

Conforme citação de GRAY (1990), todos os sistemas de aeração produzem ruídos devido aos motores ou compressores utilizados. O ruído produzido pelo sistema de lodos ativados é extremamente irritante para as residências, especialmente à noite, quando o som do equipamento de aeração pode ser levado por muitas milhas, especialmente em áreas rurais. Em áreas residenciais, a intensidade de aeração pode ser reduzida à noite, ou um número menor de aeradores pode ser mantido em funcionamento, devido à redução da demanda de oxigênio no reator.

Combinando o suprimento de oxigênio com a demanda de oxigênio, pode-se reduzir significativamente o nível de ruído, bem como economizar energia. Motores, compressores e caixas de engrenagem podem ser todos efetivamente

isolados para reduzir ruídos, tendo-se obtido sucesso com o uso de blindagens acústicas.

Alguns possíveis métodos de controle podem ser observados na TAB.3.3.

Tabela 3.3 - Possíveis métodos de controle para se evitar níveis de ruído por diversos aeradores.

Aparelho	Medida do nível de ruído em dB(A) (a 1metro)	Medida
Aerador vertical borrifando água	107 - 113	Abrigo da zona de aeração
Aerador vertical tipo caixa gradeada	75 - 85	Caixa de isolamento
Aerador vertical motorizado	70 - 90	Caixa de isolamento
Aerador horizontal borrifando água	85 - 90	Aerador coberto
Aerador horizontal motorizado	70 - 90	Caixa de isolamento
Compressor de ar	85 - 95	Caixa de isolamento
Aeração por difusão	60 - 70	Na maior parte inexistente

Fonte: Adaptado de Koning e Eggers (1982), citados por GRAY (1990).

3.4.2.3 Aerossóis

Segundo GRAY (1990), ambos os aeradores, vertical e horizontal, resultam em grandes emissões de bactérias e vírus para a atmosfera. A concentração de microrganismos nos aerossóis e a distância a que podem ser transportados,

consomem como fonte de energia. Os protozoários atuam como “polidores” dos efluentes de processos de tratamento biológico de água residuária, pelo consumo de bactérias e matéria orgânica particulada.

Os rotíferos são microrganismos aeróbios, heterotróficos e multicelulares. Os rotíferos são muito eficientes no consumo de bactérias dispersas e de pequenas partículas de matéria orgânica. Sua presença no efluente indica um processo de purificação biológica aeróbia, altamente eficiente.

3.3.2.4 Algas

METCALF & EDDY (1991) citam que as algas são protistas unicelulares ou multicelulares, autotróficos e fotossintetizantes. Elas têm sua importância dentro dos processos de tratamento biológico por algumas razões. A capacidade de produzir oxigênio pela fotossíntese é vital para o equilíbrio na cadeia ecológica da água. Para um tanque ou uma lagoa de oxidação facultativa operar de forma eficiente, as algas são necessárias para fornecer oxigênio às bactérias heterotróficas aeróbias.

Alguns cientistas recomendam o uso de algas para a remoção de nitrogênio dos efluentes das estações de tratamento, outros, para a remoção de fósforo, e ainda, para a remoção de ambos. A definição dos objetivos do tratamento influencia na escolha do tipo de processo biológico a ser selecionado.

dependem de muitos fatores, como a velocidade do vento, temperatura, radiação solar e umidade.

A difusão dos microrganismos do tanque de aeração segue a Equação de Gauss. Apenas partículas menores do que 5 μm são importantes do ponto de vista da Medicina e, sendo produzidas pelas unidades de aeração, podem conter alguns vírus patogênicos e bactérias associadas ao esgoto.

A infecção em animais e/ou homem, dá-se pela inalação de partículas de diâmetros menores do que 2-5 μm , sendo retidas no trato respiratório superior, enquanto partículas menores podem entrar no alvéolo dos pulmões. Cada pequena gota de água que forma o aerossol evapora-se rapidamente, levando os microrganismos presentes a uma desidratação em poucos segundos. Assim sendo, apenas as pessoas presentes num raio de, aproximadamente, 20 metros, correriam riscos de contaminação. Entretanto, os aerossóis que contêm microrganismos resistentes à desidratação ou aqueles que contêm matérias orgânicas que atrasam a desidratação dos microrganismos, podem aumentar essa distância em que os aerossóis passam a ser prejudiciais. A TAB.3.4 mostra o grau de aerossolização de germes por vários tipos de aeradores.

A formação do aerossol pode ser efetivamente reduzida cobrindo-se os aeradores. Isto torna-se particularmente eficiente para aeradores horizontais, mas passa a ser problemático para aeradores verticais, onde poderiam ser usados abrigos ou anteparos de deflecção. Alternativamente, os aeradores verticais podem ser trocados por difusores. Se a formação de aerossol tornar-se um problema quando são usados os difusores, então todo o tanque de aeração deverá ser coberto.

Tabela 3.4 - Grau de aerossolização de germes por vários tipos de aeradores.

Aparelhos	Germes/m ³ de ar, 1metro acima do tanque de aeração	Germes/m ³ de ar a 2 metros ao lado do tanque de aeração
Difusor de borracha fina	2.000	600
Rotor horizontal	50.000	20.000
Rotor vertical	55.000	2.000

Fonte: Adaptado de Koning e Eggers (1982), citados por GRAY (1990).

3.4.3 Fases do Sistema de Lodos Ativados

GRAY (1990) define o sistema de lodos ativados em 2 fases: aeração e sedimentação do lodo. Arden e Lockett (1923), citados por GRAY (1990), originalmente desenvolveram um sistema por batelada conhecido como método do enchimento - descarte, com a aeração e a separação da fase sólido-líquido tomando lugar dentro do mesmo tanque. Por outro lado, um sistema contínuo é feito com o uso de duas ou mais unidades separadas, cada uma operando em fases distintas e alternadas. A FIG. 3.3 ilustra esquematicamente as fases do sistema de lodos ativados.

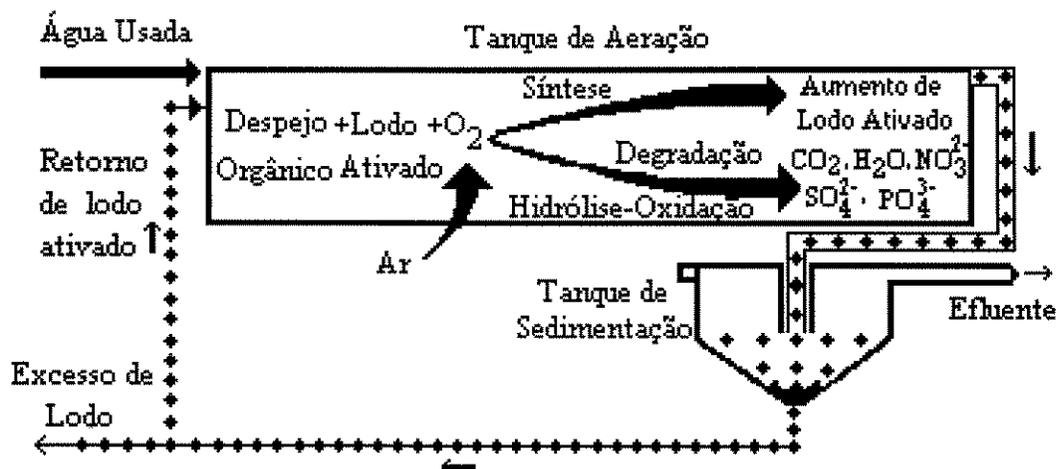


Figura 3.3 - Desenvolvimento e controle da biomassa no sistema de lodos ativados.

Fonte: Adaptado de Hawkes (1983), citado por GRAY (1990).

Na primeira fase, o esgoto que contém a população mista microbiana é adicionado ao tanque de aeração e é fornecido ar, através da agitação da superfície ou via difusores, com o uso de compressor de ar. A aeração tem duas funções: fornecer oxigênio para a respiração dos microrganismos aeróbios no reator e manter os flocos microbianos num estado contínuo de suspensão agitada, promovendo o máximo contato entre a superfície do floco e o esgoto em tratamento.

Esta ação de mistura contínua é importante, não apenas para promover uma alimentação adequada, mas também para manter um gradiente máximo de concentração de oxigênio, que faz com que se aumente a transferência de massa, ajudando a dispersar os produtos finais metabolizados no interior dos flocos.

O esgoto efluente entra no tanque de aeração, deslocando a mistura líquida (mistura do esgoto e da biomassa microbiana) para um tanque de sedimentação. Este é o segundo estágio, onde a biomassa floculada sedimenta

rapidamente para formar um lodo depositado, separado do efluente líquido clarificado; estando livre de sólidos, este efluente líquido poderá ser descartado como efluente final (sobrenadante). Como os sólidos contidos no lodo aumentam rapidamente a viscosidade durante seu adensamento, torna-se difícil de ser consolidado para valores maiores do que 4% (4.000 mg/L) de sólidos secos.

Uma parte do lodo ativado é retornada ao tanque de aeração para agir como inoculador de microrganismos, assegurando que exista uma população microbiana adequada para completar a oxidação do esgoto durante o seu tempo de detenção no tanque de aeração.

O excesso de lodo requer um tratamento adicional antes do descarte. O tanque de sedimentação secundário deve ser capaz de estar de acordo com as grandes variações de vazão e de carga orgânica, que ocorrem dioturnamente, em épocas de maior consumo de água.

3.4.4 Principais Componentes do Sistema de Lodos Ativados do Tipo Convencional

a) o reator. Pode ser um tanque, uma lagoa ou um valo. O principal critério de um reator é que o conteúdo possa ser misturado adequadamente e aerado. O reator é também conhecido como tanque de aeração ou unidade de aeração. Existem duas entradas no reator: uma que recebe o esgoto

não tratado e outra que recebe o lodo recirculado do tanque de sedimentação secundário, que contém uma concentração de microrganismos;

b) lodo ativado. É a biomassa microbiana mantida no reator. Conforme citação de GRADY JUNIOR e LIM (1980), as concentrações relativas de matéria orgânica solúvel e particulada do esgoto não tratado que entram no reator, dependem das características da água residuária a ser tratada e do tipo de tratamento que ela recebe antes de chegar ao reator. A entrada de microrganismos no reator remove o substrato solúvel pela assimilação, desse modo, fornece carbono e energia para o crescimento dos microrganismos.

A concentração de sólidos entrando no sedimentador, contudo, depende do tempo de detenção celular (θ_c) do sistema, do tempo de detenção hidráulico (θ_H) do reator, e da configuração do reator.

A matéria orgânica particulada é fisicamente capturada na biomassa floculenta, atacada por enzimas exocelulares, e então solubilizada, para torná-la disponível para a assimilação pelos microrganismos. Esta mistura de microrganismos e matéria orgânica não degradada é chamada de sólidos suspensos do tanque de aeração (SSTA) ou lodo ativado. A concentração normal dos SSTA varia entre 2.000 - 5.000 mg/L, segundo Arden e Lockett (1923), citados por GRAY (1990);

c) aeração/sistema de mistura. A aeração e a mistura do lodo ativado e do esgoto são essenciais. Estas tarefas podem ser feitas independentemente. São normalmente feitas por aeração superficial ou por difusão de ar.

Segundo estudos de KOZIOROWSKI e KUCHARSKI (1972), a mistura do esgoto bruto e do lodo ativado é aerada por um período aproximadamente de 1 hora, porém, dependendo da concentração do esgoto e do grau de purificação desejado, a aeração pode ocorrer por vários dias. Na ausência de oxigênio, os organismos vivos começam a se decompor em poucas horas, quando se verifica a fermentação anaeróbia;

d) tanque de sedimentação. Segundo GRAY (1990), a sedimentação secundária (ou clarificação) do lodo ativado é feita em uma unidade distinta do tanque de aeração. O tanque de sedimentação separa a biomassa microbiana do efluente tratado, ou seja, conforme observações de GRADY JUNIOR e LIM (1980), o lodo ativado move-se para o fundo do sedimentador, para retornar ao reator, enquanto o efluente clarificado sai pelo topo. Uma porção deve ser descartada do sistema, para equilibrar o crescimento de microrganismos e, desse modo, manter um θ_c constante e,

e) retorno do lodo. GRAY (1990) cita que o lodo ativado sedimentado é recirculado de volta ao reator para manter a população microbiana em uma determinada concentração desejada, com a intenção de assegurar que

o tratamento seja efetivo. De acordo com GRADY JUNIOR e LIM (1980), a concentração de organismos no dispositivo de recirculação depende da concentração que entra no sedimentador e da taxa da vazão de recirculação, proporcionalmente à taxa da vazão do esgoto afluyente ao sistema.

3.4.5 Tipos de Reatores Utilizados

Neste item serão apresentadas algumas considerações em relação aos principais tipos de reatores comumente utilizados: mistura completa, “plug-flow” e intermitentes.

3.4.5.1 Reatores de Mistura Completa e Fluxo Contínuo

Em reatores completamente misturados, conforme HORAN (1990), o esgoto sedimentado e o retorno de lodo são rapidamente distribuídos em vários pontos ao longo do tanque de aeração, de tal modo que uma amostra, tomada de qualquer ponto do reator, possa fornecer valores idênticos de SSTA, DBO e concentração de oxigênio.

A seguir, a FIG. 3.4 ilustra o esquema de funcionamento do sistema.

O tempo de detenção varia de 1,5 a 12,0 horas, e a profundidade do reator, de 2,0 a 8,0 metros.

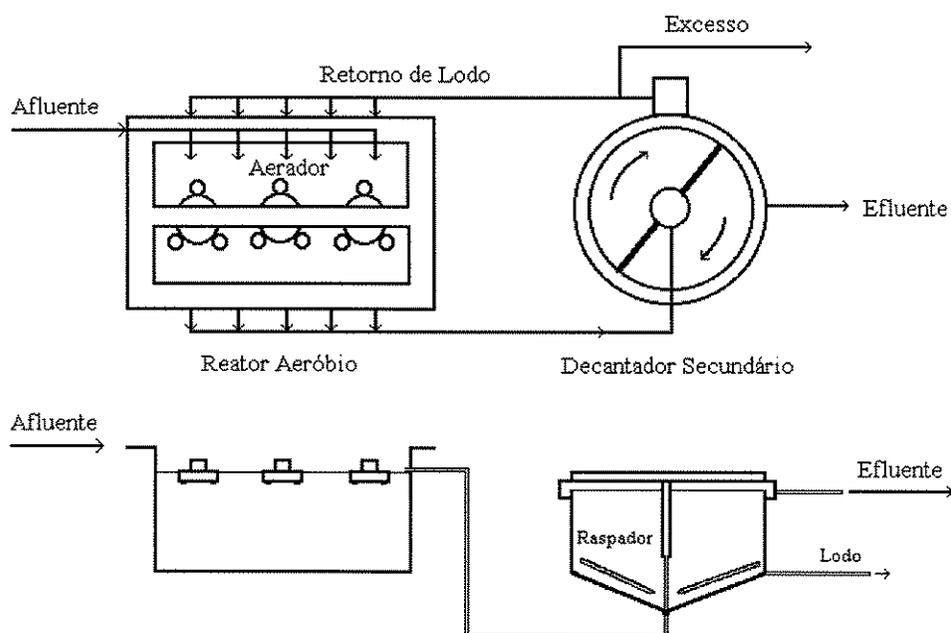


Figura 3.4 - Esquema de instalações de lodos ativados de mistura completa.

Fonte: Adaptado de CAMPOS (1990).

A vantagem deste sistema é que a ampla diluição do esgoto afluente ao reator, fornecida pela aeração do tanque, proporciona uma “solução tampão” (um fator de diluição) contra algumas substâncias tóxicas, as quais podem estar presentes no esgoto afluente. Além disso, existe uma distribuição uniforme de carga através do tanque, que assegura uma eficiência no uso de aeradores.

Um fator negativo é que os reatores completamente misturados sofrem curto-circuitos, onde uma fração do esgoto afluente acaba saindo sem receber

tratamento adequado. Além disso, os problemas de sedimentação do lodo ativado são comuns pois, em geral, os reatores completamente misturados manifestam baixos valores de concentração de sólidos suspensos.

3.4.5.2 Reatores Tipo “Plug-flow”

De acordo com HORAN (1990), os reatores “plug-flow” são, tradicionalmente, tanques com um comprimento extenso, em relação à largura. O esgoto sedimentado e o retorno de lodo ativado são introduzidos em uma extremidade e removidos em outra. Idealmente, as partículas devem passar pelo comprimento do tanque sem mistura e devem sair na mesma seqüência em que entraram. Se as amostras são retiradas longitudinalmente ao longo do tanque, existirá um gradiente de decaimento de DBO, um aumento de SSTA e um decaimento da demanda de oxigênio.

Na prática, um reator “plug-flow” consiste de um número de tanques em série, cada um equipado com seu próprio aerador; dessa maneira, cada tanque se comporta como um reator completamente misturado.

A FIG. 3.5 mostra um esquema típico deste tipo de reator. O tempo de detenção varia de 4,0 a 8,0 horas, e a profundidade do reator, de 2,0 a 4,0 metros.

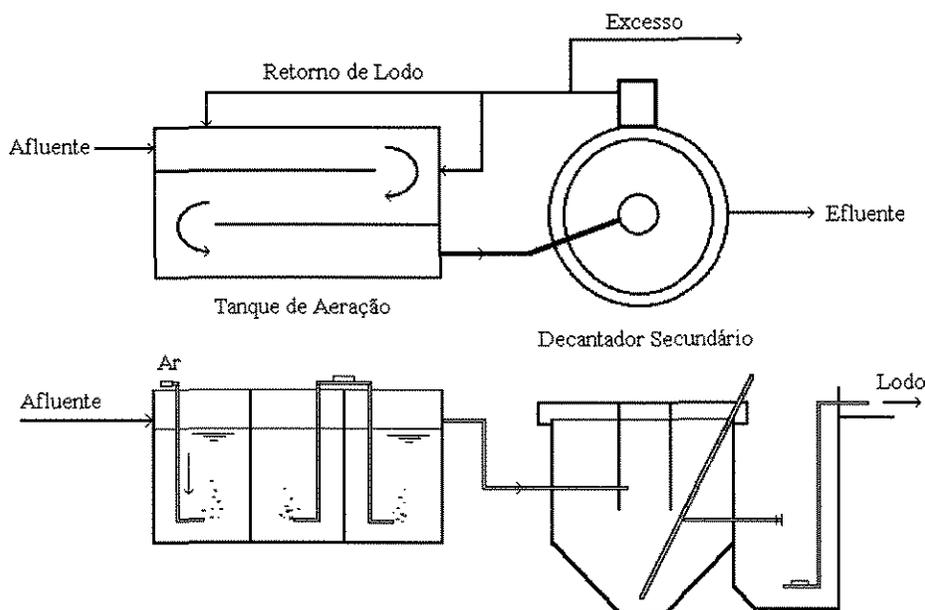


Figura 3.5 - Esquema típico para um sistema convencional de lodos ativados tipo “plug-flow”.

Fonte: Adaptado de CAMPOS (1990).

Como a carga e a demanda de oxigênio não são uniformemente distribuídos ao longo do reator, têm sido feitas tentativas para aliviar este fato por meio de aeração proporcional ou aeração escalonada (adição gradual). Esta modificação decorre de um decréscimo da intensidade de aeração ao longo do comprimento do tanque, de tal forma que o fornecimento de ar aproxime-se da DBO local, utilizando-se mais eficientemente o oxigênio fornecido. Como os custos de aeração podem demandar mais de 50% dos custos totais da estação e dos custos totais de energia, a viabilidade econômica deste sistema é grande.

Os reatores tipo “plug-flow” apresentam uma baixa concentração de SSTA e uma alta concentração de DBO na entrada e o inverso na saída, o que facilita

a manutenção de boas condições de floculação, evitando-se problemas de sedimentação do lodo ativado.

3.4.5.3 Reatores Intermitentes

A operação do sistema original de lodos ativados, segundo citação de HORAN (1990), foi desenvolvida como um reator em batelada, e ficou conhecida pelo nome de sistema de enchimento-descarte. Nesse sistema, o reator é preenchido com o esgoto pré-decantado e aerado por um tempo suficiente para oxidar a maioria da DBO (em geral, 8 horas). A seguir, o conteúdo do reator é deixado em repouso para que o lodo possa sedimentar e o sobrenadante tratado é descartado para o curso d'água. Uma parte do lodo sedimentado é descartada convenientemente, e todo o processo é repetido novamente.

Esse tipo de reator necessita de um controle operacional eficiente, motivo pelo qual perdeu sua aplicabilidade. Com o advento do controle por microprocessador, uma modificação recente deste sistema, conhecido como uma seqüência de reatores em batelada (SRB), vem ganhando popularidade cada vez maior.

A FIG. 3.6 apresenta um esquema do ciclo normal de funcionamento de um sistema de lodos ativados por batelada.

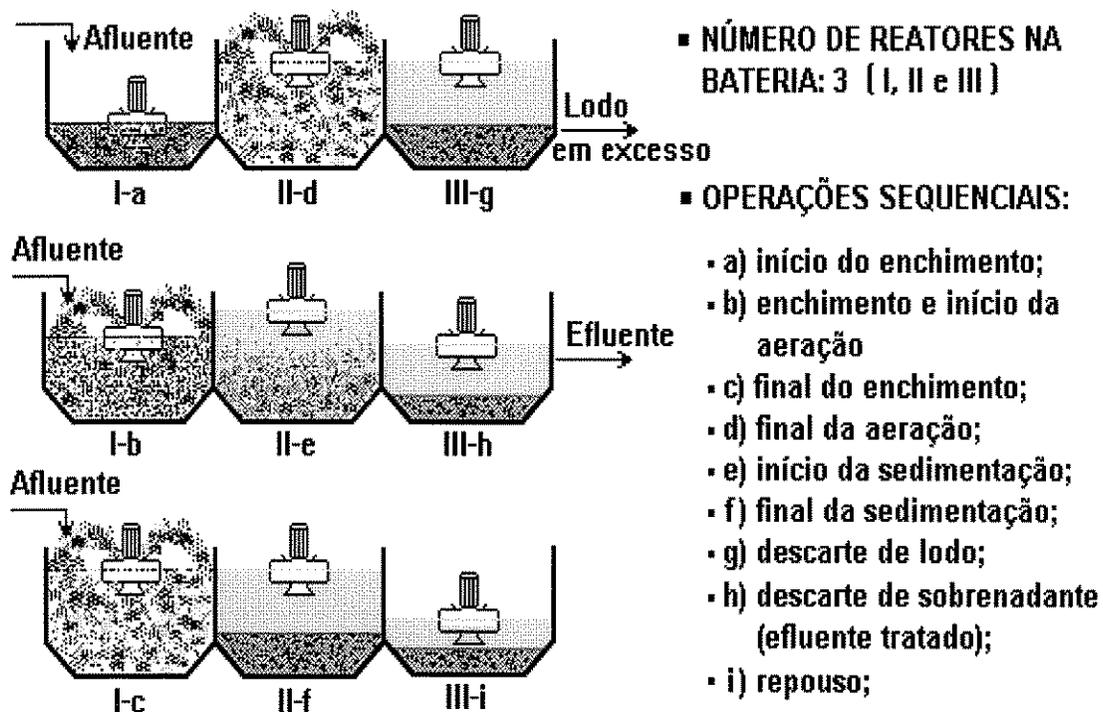


Figura 3.6 - Ciclo das condições alternativas impostas no reator de uma SRB.

Uma SRB permite vários estágios, como a oxidação carbonácea, nitrificação, desnitrificação e remoção de fosfato, para ser executado no mesmo reator. Esta tecnologia é particularmente apropriada onde existem variações altas de cargas hidráulica e orgânica, bem como limitações de mão de obra operacional qualificada e de manutenção também qualificada.

3.5 LODOS ATIVADOS INTERMITENTES

Serão apresentadas considerações gerais, vantagens e desvantagens em relação ao sistema convencional, e resultados obtidos em algumas estações de tratamento de esgotos.

3.5.1 Considerações Gerais

O sistema, de acordo com CHERNICHARO e SPERLING (1993), consiste de um reator de mistura completa onde ocorrem todas as etapas do tratamento ao mesmo tempo. Isso é conseguido através do estabelecimento de determinados ciclos operacionais com durações definidas. A massa biológica permanece no reator durante todos os ciclos, eliminando a necessidade de decantadores separados.

Conforme METCALF & EDDY (1991), os reatores em batelada são descritos como um tipo de reator onde não há fluxo de entrada nem de saída durante a transformação biológica da matéria orgânica:

$$\text{Vazão afluyente} = \text{Vazão efluente} = 0$$

IRVINE e BUSH (1979) e IRVINE, MILLER e BHAMRAH (1979) descrevem o sistema de tratamento de lodos ativados por batelada como um sistema

composto por um ou mais tanques, cada qual possuindo ciclos distintos, compostos basicamente por cinco períodos de operação denominados de acordo com sua função primária:

- a) período de enchimento:** intervalo de tempo necessário para o recebimento do esgoto bruto, podendo-se iniciar a mistura e/ou aplicação de ar, conforme o tipo de remoção desejado, no despejo a ser tratado.

É interessante observar que antes do período de enchimento, o tanque contém uma população de organismos ativa e considerável.

Se o tanque alcança a sua capacidade máxima para armazenar o líquido antes de cessar o fluxo de esgoto para aquele dia, deve ser providenciado um ou mais tanques adicionais;

- b) período de reação:** tempo necessário para ocorrerem as reações desejadas no tratamento, como por exemplo, a oxidação da matéria orgânica e a síntese celular. É o tempo em que o tanque não recebe o fluxo, porém, durante o enchimento, já tem início o período de reação, uma vez que os microrganismos começam a se reproduzir. O fornecimento do ar e/ou a mistura mecanizada podem ser ajustados para completar as reações desejadas. Por exemplo, a nitrificação pode ser completada e a desnitrificação iniciada e finalizada durante este período;

c) período de sedimentação: intervalo de tempo necessário para que ocorra a separação física do material sólido do material líquido, devida à paralisação da mistura e da aeração, deixando a água clarificada na parte superior do tanque.

Deve-se tomar cuidado para não se prolongar o período de sedimentação, a fim de que o lodo sedimentado não flote para a superfície, devido à anaerobiose, que provoca a formação de gases;

d) período de drenagem: após a separação suficiente dos sólidos, a água clarificada é descartada. O período de descarte termina no período de drenagem, que por sua vez constitui-se do tempo necessário para a descarga do efluente tratado e,

e) período de repouso: tempo em que o lodo permanece em repouso após a descarga do efluente tratado e antes do novo enchimento.

Neste período, geralmente são feitas as operações de descarte de lodo.

A frequência é determinada pelo aumento de sólidos no sistema a cada dia, e pela capacidade de mistura e do equipamento de aeração. O projeto do sistema pode prever o descarte de sólidos no final do período de reação.

PIRES e FIGUEIREDO (1995), em seus estudos, concluíram que o período de enchimento é um fator importante na remoção de matéria orgânica, mas é

limitado, pois a porcentagem de remoção de DBO resulta praticamente igual para períodos de enchimento acima de 60 minutos, com aeração.

DORNELLAS (1994) cita que no caso de um sistema de tanque único, o ciclo de funcionamento é considerado desde o início do período de enchimento até o final do período de repouso. No caso de tanques múltiplos, a consideração passa a ser do início do período de enchimento do primeiro tanque até o final do período de repouso do último reator da seqüência.

“O sistema de tanque único é aplicado em situações de fluxo não contínuo, como ocorre em pequenas comunidades e em algumas indústrias. Já o sistema de tanques múltiplos é utilizado em casos de fluxo contínuo, podendo sua operação ser simples ou complexa, sendo função das variações de vazão e carga orgânica e do grau de tratamento desejado”.

De acordo com CHERNICHARO e SPERLING (1993), o descarte do lodo excedente geralmente ocorre durante o último ciclo (repouso), mas pode se dar em outras fases do processo, como por exemplo, após o período de sedimentação (observar a FIG. 3.6), já que a sua finalidade é a de permitir o ajuste entre os ciclos de operação de cada reator. A quantidade e a frequência de descarte do lodo são estabelecidas em função dos requisitos de performance.

3.5.2 Vantagens em Relação ao Sistema Convencional

Conforme estudos feitos por ARORA, BARTH e UMPHRES (1985), de avaliação pós-construção de algumas instalações nos Estados Unidos, usando a seqüência de reatores em batelada (SRB), chegou-se às seguintes vantagens:

- a) um reator do tipo batelada serve como uma unidade de equalização durante o enchimento, portanto, pode facilmente tolerar vazões de pico e cargas de choque de DBO, sem a degradação da qualidade do efluente;
- b) devido à descarga do efluente ser periódica, sem limites, o efluente pode ser retido até que se encontre dentro dos requisitos especificados;
- c) durante o início de operação da instalação, quando a vazão é significativamente mais baixa do que a capacidade de projeto, os sensores do nível do líquido podem ser ajustados para o nível mais baixo, de modo que seja utilizada uma fração da capacidade do tanque da SRB. A extensão dos ciclos do tratamento pode ser mantida a mesma do projeto, sem a aeração demasiada, evitando o desperdício desnecessário de energia;

- d) os sólidos no tanque de aeração não sofrem a possibilidade de remoção ou perda por sobrecargas hidráulicas (picos de vazão), quando comparados aos sistemas contínuos;
- e) nenhuma bomba de retorno de lodo ativado é necessária, porque a fase de sedimentação ocorre no interior do próprio tanque de aeração;
- f) a separação sólido-líquido ocorre sob condições quase ideais, estacionárias. O curto-circuito é inexistente durante o período de sedimentação;
- g) o crescimento de organismos filamentosos pode ser facilmente controlado pela variação das estratégias de operação durante o enchimento. Irvine e co-autores, citados por ARORA, BARTH e UMPHRES (1985), publicaram que a melhor estratégia de operação numa SRB é ter uma maior porção de enchimento não misturado e não aerado, seguido por uma mistura e uma aeração durante o restante do enchimento, por cerca de 15 a 30 minutos. Uma SRB pode ser facilmente projetada para acomodar essas estratégias de operação;
- h) uma SRB pode ser operada para obter-se a nitrificação, a desnitrificação ou a remoção de fósforo, sem a adição química. A nitrificação pode ser obtida pelo aumento da duração do período de reação ou pelo aumento da

porção do enchimento misturado/aerado, enquanto que a desnitrificação pode ser alcançada pelo aumento da extensão das operações de sedimentação e esvaziamento, ou ambos. A remoção de fósforo pode ser realizada similarmente com sucesso, pela seleção de uma estratégia de controle que elimina o nitrogênio oxidado e o OD, durante o enchimento (condições anaeróbias antes de condições anóxicas ou condições aeróbias). Estas variações nas estratégias operacionais são exclusivas dos sistemas de SRB e podem ser conseguidas facilmente por simples ajustes nos aparelhos e,

- i) foi publicado por Irvine (1985), citado por ARORA, BARTH e UMPHRES (1985), que a presença do ácido ribonucléico (RNA) nos microrganismos da SRB é 3 ou 4 vezes maior do que seria esperado para um sistema convencional de fluxo contínuo. Devido à taxa de crescimento de microrganismos ser dependente do RNA contido nas células, o alto conteúdo intracelular na cultura da SRB é capaz de processar uma grande quantidade de substrato, em uma taxa maior do que é possível num sistema convencional de fluxo contínuo.

3.5.3 Desvantagens em Relação ao Sistema Convencional

DE LUCA, MARQUES e MONTEGGIA (1993) indicam que as principais desvantagens de um sistema de tratamento biológico em batelada, dizem respeito a tanques múltiplos e controladores em sistemas de grande porte, alto consumo de energia para a aeração e mistura, além do que, os modelos teóricos para projeto necessitam ainda ser refinados.

CHAMBERS (1993) cita que não é praticável operar o sistema de lodos ativados por batelada sob condições locais, sem controle automático. Os requisitos desse controle são:

- a) devem ser seguros;
- b) devem ser simples e,
- c) devem ser de fácil compreensão pelos operadores da estação.

Conforme BRANCO et al. (1991), além dos problemas citados anteriormente, pode-se ter como desvantagens:

- a) há o consumo de energia durante toda a vida útil do projeto. Em lagoas de estabilização, por exemplo, não há custo de energia;
- b) não existe, ainda, um equacionamento padronizado para o projeto destes sistemas e muito menos dos procedimentos de operação e,
- c) a falta de uma tecnologia bem desenvolvida é o fator que mais afasta os projetistas deste sistema de tratamento biológico de efluentes líquidos.

Tabela 3.5 - Resumo da avaliação das estações de tratamento de esgotos.

(continuação)

Parâmetro	C a n a d á		E s t a d o s U n i d o s				A u s t r á l i a	
	Rivercrest, Manitoba ^A	Glenlea, Manitoba ^A	Choctaw, Oklahoma	Grundy Center, Iowa	Eldora, Iowa	Culver, Indiana ^B	Tamworth, New South Wales	Yamba, New South Wales
Qualidade atual do efluente:				Problemas no decantador	Não disponível; efluente satisfatório			
DBO, mg/L	11	5	8			10	5 a 10	6 a 10
SS, mg/L	15	6	18			5	5 a 10	10 a 15
Modo de operação da vazão de projeto.								
Tempos de:								
Enchimento	90 min.	22 horas	18 horas	40 min.(sem ar/bomba)	150 min. ^E	180 min.	contínuo	contínuo
Reação	45 min.	1 hora	3 horas	120 min.(com ar/bomba)	80 min.	42 min.	120 a 150 min.	150 min.
Sedimentação	20 a 60 min.	1 hora	3 horas	60 min.	50 min.	42 min.	45 min.	180 min.
Descarte	-	-	-	40 min.	45 min.	60 min.	45 min.	45 min.
Fase estática	-	-	-	60 min.	-	Enchim.: 30%mist 70%aer.	-	-

Tabela 3.5 - Resumo da avaliação das estações de tratamento de esgotos.

(continuação)

Parâmetro	C a n a d á		E s t a d o s U n i d o s				A u s t r á l i a	
	Rivercrest, Manitoba ^A	Glenlea, Manitoba ^A	Choctaw, Oklahoma	Grundy Center, Iowa	Eldora, Iowa	Culver, Indiana ^B	Tamworth, New South Wales	Yamba, New South Wales
Parâmetros de projeto importantes:								
Tempo de detenção, horas	7,6	49	48	20,4	43	16,5 ^C	46	36
F/M, kgDBO/kgSSTA	0,18 ^C	0,032 ^C	0,037 0,028 ^C	0,078 0,067 ^C	0,05	0,08 a 0,16	0,04	0,05
TRS, dias	43 ^C	18 a 80 ^C	descarte de lodo 2 vezes em 10 meses	25 a 30 ^C	sem descarte de lodo nos últimos 2 meses	15 a 45 ^C	-	-
Tratamento primário	-	-	-	-	-	sim	-	sim
SRB	sim	sim	sim	sim	sim	sim	sim	sim
Desinfecção	-	-	sim	sim	-	sim	Lagoa polida	Lagoa polida
Tratamento do lodo	Tanque de espera e aplicação no solo	Culturas agrícolas	Lagoa de espera e aplicação no solo	Lodo aerado de espera e leitos de secagem do lodo	Digestores anaeróbios e leitos de secagem do lodo	Digestor anaer. e leitos de secagem do lodo	Lagoa de lodo	Lagoa aeróbia

Tabela 3.5 - Resumo da avaliação das estações de tratamento de esgotos.

(conclusão)

Parâmetro	C a n a d á		E s t a d o s U n i d o s				A u s t r á l i a	
	Rivercrest, Manitoba ^A	Glenlea, Manitoba ^A	Choctaw, Oklahoma	Grundy Center, Iowa	Eldora, Iowa	Culver, Indiana ^B	Tamworth, New South Wales	Yamba, New South Wales
Razões p/ adotar esta tecnologia	Economia de custos de capital e operação simples	Economia de custos de capital e operação simples	8,4% de economia nos custos de vida biológica	19% de economia dos custos de capital no processo de tratamento secundário ou 8% de economia no custo geral da estação	Economia de custos de capital e operação simples	Estudo em escala natural fundado pela USEPA	Economia de custos de capital	Economia de custos de capital

Fonte: Adaptado de ARORA, BARTH e UMPHRES (1985).

^A Dados de Rivercrest e Glenlea obtidos por Schmidtke e Topnik (1984), citados por ARORA, BARTH e UMPHRES (1985).

^B Dados de Culver obtidos por Irvine e Ketchum (in press), citados por ARORA, BARTH e UMPHRES (1985).

^C Dados operacionais atuais.

^D Esgoto bruto.

^E Bomba motriz injetora a todo o momento, mas o ar ligado e desligado por 40 e 10 minutos, respectivamente repetido três vezes durante os 150 minutos dos períodos de enchimento e reação.

Observações:

- a) houve um problema em Grundy Center, relacionado a um projeto insatisfatório do decantador, que permitiu ao SSTA entrar no sistema de bombeamento do decantador durante os períodos de enchimento, reação e sedimentação; estes sólidos foram descartados com o efluente decantado.
A cidade está em processo de troca do decantador;
- b) nenhuma das estações, com exceção de Culver e Yamba, tem o tratamento primário no seu diagrama de fluxo;
- c) os critérios de projeto, tamanho do reator, etc., são diferentes nas 8 estações visitadas, embora se deseje, essencialmente, a mesma qualidade de tratamento e,
- d) os ciclos de operação (enchimento, reação, sedimentação) usados nas instalações citadas, são significativamente diferentes.

A TAB. 3.6 mostra a performance de alguns sistemas americanos já implantados. Pode-se verificar que a remoção média de DBO_5 foi da ordem de 95%.

Tabela 3.6 - Operação de reatores seqüenciais em batelada.

ETE (unidade)	Ciclo (h)	Detenção (d)	SSTA (mg/L)	SSVTA (mg/L)	F/M (d ⁻¹)	Esgoto Bruto DBO ₅	Esgoto Tratado DBO ₅
A	7,5	51	3.268	2.402	0,04	126	5,0
B	9,0	-	1.900	1.140	0,10	200	6,0
C	6,0	15 - 45	2.300	1.380	0,12	100	9,2
D	7,0	39	3.186	2.235	0,06	157	10,3
E	7,8	15 - 60	2.663	1.820	0,034	74	3,0

Fonte: Adaptado de WEF/ASCE (1992), citado por DE LUCA, MARQUES e MONTEGGIA (1993).

De acordo com DE LUCA, MARQUES e MONTEGGIA (1993), uma variante do processo empregado na Austrália, apesar de operar no princípio de lodos ativados por batelada, não interrompe a vazão durante as várias operações de tratamento, sendo denominado ICEAS, ou seja, SRB com fluxo contínuo, mesmo nas etapas de sedimentação e de descarte do efluente. Esta modalidade é extremamente simples de operar e de automatizar, sem perda da eficiência.

O sistema foi implantado no Campus do Vale da UFRGS, e operado pelo IPH no sistema australiano, ou seja, fluxo ininterrupto, das 8 às 17 horas.

Durante a noite, nos sábados, domingos e feriados, não houve efluente, apenas alguma contribuição devida a águas de infiltração. Esta característica de falta de efluente à noite e nos finais de semana prejudicou o uso de técnicas clássicas de tratamento. O reator de 430 m³ tratou, na época da pesquisa, o efluente de uma população de pico de cerca de 8.000 pessoas, além das contribuições de

restaurantes, laboratórios e lavagens de pisos. A TAB. 3.7 mostra alguns resultados obtidos.

Tabela 3.7 - Dados médios operacionais (mg/L) do reator seqüencial em batelada.

Campus do Vale/IPH/UFRGS. Período 91/92.

Faixa de Variação			
Constituinte	Entrada	Saída	Porcentagem de remoção
pH	6,9 - 8,8	5,8 - 8,0	-
DBO ₅ (mg/L)	50 - 225	20 - 150	70
DQO _{diss.} (mg/L)	83 - 655	4 - 257	72
Sólidos Suspensos (mg/L)	280 - 2.042	146 - 353	60

Fonte: Adaptado de DE LUCA, MARQUES e MONTEGGIA (1993).

O descarte do efluente tratado, cerca de 95 m³ a cada três dias, foi realizado das 8 às 9 horas. O nível do reator foi rebaixado um (1) metro nesta operação.

Desde a sua implantação, há quatro anos, não tem havido descarte do lodo, pois o mesmo é oxidado pelo excesso de ar (vazão de ar = 15 m³/min.). Como não existe lodo a descartar, os leitos de secagem não foram ainda utilizados, mostrando a necessidade de se avaliar os custos da energia versus o investimento e operação dos leitos de secagem.

O sistema era amostrado a cada 15 dias, em vários pontos: na entrada, dentro do reator e na saída do reator, após a sedimentação.

A análise dos resultados obtidos na operação do reator seqüencial em batelada, do Campus do Vale/IPH/UFRGS, confirmou que o tratamento biológico em batelada com fluxo contínuo, apresenta condições de atender os padrões de controle de emissão dos órgãos de controle ambiental, apesar da variação de carga e vazões do esgoto bruto. Porém, isso não ocorre para o caso dos sólidos em suspensão.

Foram obtidas remoções médias de 70% de DBO_5 e de $DQO_{diss.}$, sem a produção de lodo, barateando consideravelmente o tratamento.

A TAB. 3.8 apresenta resultados em escala natural em várias estações de tratamento, com as respectivas eficiências do sistema de reatores seqüenciais em batelada. O estudo foi feito por NORCROSS (1992).

Tabela 3.8 - Resultados em escala natural, provando a eficiência do sistema.

(continua)

Tipo de Locação	Afluente	Efluente	Eficiência de Remoção (%)
Industrial:			
Destilaria	1.500 mg/L DBO	10 mg/L DBO	99,3
Processamento de carne	1.250 mg/L DBO	15 mg/L DBO	98,8
	350 mg/L O&G	15 mg/L O&G	95,7
	650 mg/L SST	20 mg/L SST	96,9

Tabela 3.8 - Resultados em escala natural, provando a eficiência do sistema.

(conclusão)

Tipo de Locação	Afluente	Efluente	Eficiência de Remoção (%)
Leiteria	2.700 mg/L DBO	15 mg/L DBO	99,4
	1.300 mg/L SST	30 mg/L SST	97,7
Municipal:			
Harrah, OK .25MGD	191 mg/L DBO	3 mg/L DBO	98,4
	157 mg/L SST	4 mg/L SST	97,5
Del City, OK 2.59MGD	172 mg/L DBO	5 mg/L DBO	97,1
	171 mg/L SST	7 mg/L SST	95,9
Oak Pointe, MI .057MGD	164 mg/L DBO	2 mg/L DBO	98,8
	139 mg/L SST	9 mg/L SST	93,5
	21 mg/L NH ₃	0,7 mg/L NH ₃	96,7
	6,8 mg/L P	1,7 mg/L P	75,0
Flushing, MI 1.76MGD	114 mg/L DBO	3 mg/L DBO	97,4
	115 mg/L SST	8 mg/L SST	93,0
	11,7 mg/L NH ₃	0,8 mg/L NH ₃	93,2
	2,6 mg/L P	0,3 mg/L P	88,5
Kearney, MO .34MGD	383 mg/L DBO	9 mg/L DBO	97,7
	481 mg/L SST	10 mg/L SST	97,9
Lake Edgewood, MI .028MGD	295 mg/L DBO	5 mg/L DBO	98,3
	663 mg/L SST	14 mg/L SST	97,9
	23 mg/L NH ₃	0,9 mg/L NH ₃	96,1
	14 mg/L P	0,9 mg/L P	93,6

Fonte: Adaptado de NORCROSS (1992).

NG et al. (1993) fez um estudo com uma Sequência de Reatores em Batelada, no período de 2 meses e meio (TAB. 3.9 e 3.10). O efluente, após sedimentação primária, foi coletado de uma estação de tratamento de esgotos domésticos e alimentou 3 reatores por batelada em escala piloto, simultaneamente. Cada reator era constituído de um béquer com um volume líquido total de 1,8 litros e recebia 1,2 litros de alimento em cada ciclo. As bombas de alimentação, a duração do período de decantação, os misturadores e os aeradores foram controlados por “timers”. A aeração foi feita por ar comprimido através de difusores de pedra porosa, a uma taxa de 1 litro/minuto por reator. O lodo fresco foi obtido de uma unidade de lodo ativado. Os sólidos suspensos voláteis nos reatores foram mantidos a uma média de 1.060, 1.480 e 1.280 mg/L para os reatores 1, 2 e 3, respectivamente.

A TAB. 3.9 indica como foi mantido cada ciclo.

Tabela 3.9 - Dados operacionais para cada ciclo, nos três reatores estudados.

Período de:	Reator 1	Reator 2	Reator 3
Enchimento	3 horas sem ar	2 horas sem ar	1 hora sem ar
Reação	0,5 hora com ar	1,5 horas sem ar	2,5 horas com ar
Sedimentação	45 minutos	45 minutos	45 minutos
Decantação	45 minutos	45 minutos	45 minutos
Repouso	30 minutos sem ar e 30 minutos com ar		

Fonte: Adaptado de NG et al. (1993).

As concentrações do substrato variaram de ciclo a ciclo, porém foi esperado um estado de semi-equilíbrio nos reatores. O excesso de lodo foi descartado

durante a última metade de uma das fases de repouso em um dia, tendo sido de 90, 75 e 50 mL, respectivamente, para os reatores 1, 2 e 3. Os tempos de detenção celular (θ_c) foram mantidos a uma média de 5,6; 8,7 e 10,2 dias para os reatores 1, 2 e 3, respectivamente.

A TAB. 3.10 resume a qualidade do efluente do SRB, em relação a diferentes operações.

Tabela 3.10 - Qualidade do afluente e do efluente para a SRB, operado com os tempos de reação de 0,5; 1,5 e 2,5 h (valores médios).

(continua)

Parâmetros	Amostra Analisada	Média
DBO _{5, total} (mg/L)	Afluente	140
	Efluente 1 *	42
	Efluente 2 *	30
	Efluente 3 *	26
DBO _{5, dissolvida} (mg/L)	Afluente	77
	Efluente 1	5
	Efluente 2	5
	Efluente 3	4
DQO _{total} (mg/L)	Afluente	331
	Efluente 1	85
	Efluente 2	50
	Efluente 3	61

Tabela 3.10 - Qualidade do afluente e do efluente para a SRB, operado com os tempos de reação de 0,5; 1,5 e 2,5 h (valores médios).

(conclusão)

Parâmetros	Amostra Analisada	Média
DQO _{diss.} (mg/L)	Afluente	177
	Efluente 1	57
	Efluente 2	44
	Efluente 3	49
COT (mg/L)	Afluente	44
	Efluente 1	15
	Efluente 2	11
	Efluente 3	13
SST (mg/L)	Afluente	119
	Efluente 1	25
	Efluente 2	8
	Efluente 3	15
SSV (mg/L)	Afluente	99
	Efluente 1	20
	Efluente 2	7
	Efluente 3	13
pH	Afluente	7,3
	Efluente 1	7,8
	Efluente 2	7,1
	Efluente 3	6,6

Fonte: Adaptado de NG et al. (1993).

* Efluente 1 é o efluente para o tempo de Reação de 0,5 h.

Efluente 2 é o efluente para o tempo de Reação de 1,5 h.

Efluente 3 é o efluente para o tempo de Reação de 2,5 h.

O sistema de lodos ativados por batelada para comunidades rurais pode assegurar uma qualidade de água tratada, de menos do que 10 mg/L de DBO e Sólidos Suspensos Totais (SST) durante anos, sob condições operacionais, com o θ_H no tanque de aeração maior do que 24 horas e Sólidos Suspensos no Tanque de Aeração (SSTA) mais alto do que 2.500 mg/L. A adição química para regular o pH não é necessária. Este tipo de tratamento é de grande importância, especialmente onde o esgoto deve ser tratado em grau elevado.

Foi desenvolvido um estudo em Culver, Indiana, para expandir o conhecimento operacional dos reatores seqüenciais em batelada. Foram utilizadas 2 unidades de aeração, denominadas de SRB Norte e SRB Sul. As estratégias operacionais selecionadas para ambos os tanques estão resumidas na TAB. 3.12. Estes tempos estão baseados na vazão média de 1.300 m³/d , em cerca de 5 ciclos por dia por tanque e um tempo médio de ciclo de 4,8 horas.

Tabela 3.12 - Estratégias operacionais.

	Tempo (horas)	
	SRB Norte	SRB Sul
Enchimento estático (sem mistura e sem ar)	0,4	0,9
Enchimento misturado (com mistura e sem ar)	0,2	0,4
Enchimento aerado	1,2	1,7
Reação (aerada)	1,0	0,4
Sedimentação	1,0	0,67
Drenagem	0,4	0,7
Repouso	0,6	0,03

Fonte: Adaptado de IRVINE, KETCHUM e ARORA et al. (1985).

A coleta de dados se deu entre os dias 1 de junho a 27 de julho de 1984. Os resultados são apresentados na TAB. 3.13.

Tabela 3.13 - Performance das unidades de aeração Norte e Sul.

Parâmetros	Junho				Julho			
	Afluente		Efluente		Afluente		Efluente	
	Norte	Sul	Norte	Sul	Norte	Sul	Norte	Sul
Fluxo, m ³ /d	450	780	-	-	510	770	-	-
DBO ₅ , mg/L	140	130	3	5	170	170	4	8
SST, mg/L	100	100	2	8	100	120	6	11

Fonte: Adaptado de IRVINE, KETCHUM e ARORA et al. (1985).

Os tempos relativos a cada ciclo, no sistema de lodos ativados por batelada, são de grande importância, devendo ser atentamente observados e adotados, uma vez que variam conforme o tipo de esgoto e o nível de qualidade do efluente tratado.

Assim, na TAB. 3.14 pode-se verificar mais alguns dados operacionais, conforme dois autores.

Tabela 3.14 - Dados operacionais para cada ciclo do sistema de Lodos Ativados por Batelada.

Autores	Enchimento	Reação	Sedimentação	Drenagem	Repouso
DORNELLAS (1994)					
LAB, indústria cítrica		(*)			
Reator A	2,0 h	0,0-0,5-1,0 h	0,5 h	0,5 h	1,0 h
Reator B	2,0 h	1,5-3,0-4,0 h	0,5 h	0,5 h	1,0 h
CHAMBERS (1993)					
SRB, pequenas instalações (600 habitantes), Reino Unido.	1,0 h	8,0 h	1,5 h	2,0 h	0,5 h

Fonte: Variada e indicada na própria tabela.

(*) Variação do período de reação em cada fase do experimento nos 2 reatores.

3.6 CONSIDERAÇÕES DE PROJETO PARA O SISTEMA DE LODOS ATIVADOS

Segundo METCALF & EDDY (1991), no projeto do sistema de lodos ativados, algumas considerações devem ser feitas para fornecer:

- a) a seleção do tipo de reator;
- b) o critério de carga;
- c) a produção de lodo;
- d) a necessidade de oxigênio;
- e) a necessidade de nutrientes;

- f) o controle de organismos filamentosos;
- g) as características do efluente e,
- h) a separação dos sólidos.

3.6.1 Seleção do Tipo de Reator

Alguns fatores operacionais estão envolvidos nesta seleção, conforme METCALF & EDDY (1991):

- a) a reação cinética que governa o processo de tratamento:* os dois tipos de reatores mais usados são o reator completamente misturado e o “plug-flow”. É interessante notar que os tempos de detenção hidráulicos de muitos reatores completamente misturados e “plug-flow”, atualmente em uso, são aproximadamente os mesmos, devido à taxa de remoção de substrato combinado (solúvel e não solúvel) para os esgotos domésticos, ser aproximadamente de primeira ordem, com respeito à concentração de substrato;
- b) a necessidade de transferência de oxigênio:* existem várias modificações do processo de lodos ativados, cada qual com melhoramentos nos sistemas de aeração, assim, conforme a seleção feita, a transferência de oxigênio pode ser diferenciada;

c) a natureza do esgoto a ser tratado: por exemplo, devido ao esgoto afluyente estar mais ou menos disperso uniformemente num reator completamente misturado, os sólidos biológicos no reator podem, comparados a um reator “plug-flow”, resistir mais facilmente às cargas de choque resultantes do descarte lento de matérias orgânicas e tóxicas, que vão para o sistema coletor;

d) as condições ambientais locais: talvez as condições mais importantes sejam a temperatura, o pH e a alcalinidade. A mudança na temperatura do esgoto pode afetar a taxa de reação biológica. Valores baixos de pH podem inibir o crescimento de organismos nitrificantes (e estimular o crescimento de organismos filamentosos). Os despejos industriais podem afetar o pH em esgotos de alcalinidade baixa e,

e) os custos de construção, operação e manutenção: extremamente importantes para a escolha do tipo e do tamanho do reator.

3.6.2 Critério de Carga

Os dois parâmetros mais comumente usados são a razão alimento/microrganismo (F/M) e o tempo de detenção celular (θ_c), descritos por METCALF & EDDY (1991).

A razão F/M é definida como:

$$F / M = \frac{S_0}{\theta_H \cdot X} \quad (3.1)$$

onde F/M : razão alimento/microrganismo = kg de substrato no afluente por dia, por kg SSVTA no reator, d⁻¹;

S_0 : DBO afluente ou concentração de DQO, g/m³;

θ_H : tempo de detenção hidráulico do tanque de aeração = V_r/Q_a , d;

V_r : volume do tanque de aeração, m³;

Q_a : vazão do esgoto afluente, m³/d e,

X : concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração, g/m³.

SANTOS (1984) cita que a quantidade de substrato (alimento) por dia pode ser medida em termos de DBO ou DQO (kg/d). Com relação à quantidade de microrganismos presentes no reator, alguns autores utilizam os sólidos suspensos voláteis (kg SSVTA), enquanto outros utilizam, simplesmente, os sólidos suspensos (kg SSTA).

A relação da razão de alimento-microrganismo com a taxa específica de utilização U, de acordo com METCALF & EDDY (1991), é dada pela eq. (3.2):

$$U = \frac{(F / M) \cdot E}{100} \quad (3.2)$$

onde U : taxa de utilização específica de substrato pelos microrganismos e,

E : eficiência do processo, %.

Substituindo a eq. (3.1) e fazendo $E = [(S_0 - S)/S_0] \cdot 100$, obtém-se a eq. (3.3):

$$U = \frac{S_0 - S}{\theta_H \cdot X} \quad (3.3)$$

onde S : DBO efluente ou a concentração de DQO, g/m^3 .

O tempo de detenção celular pode ser definido de duas maneiras, dependendo do volume considerado:

a) Definição baseada no volume do tanque de aeração:

$$\theta_c = \frac{V_r \cdot X}{Q_d \cdot X_d + Q_e \cdot X_e} \quad (3.4)$$

onde:

θ_c : tempo de detenção celular, baseado no volume do tanque de aeração, d;

V_r : volume do tanque de aeração, m^3 ;

X : concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração,
 g/m^3 ;

Q_d : vazão de descarte de lodo, m^3/d ;

X_d : concentração de sólidos suspensos voláteis no descarte de lodo, g/m^3 ;

Q_e : vazão do efluente tratado, m^3/d e,

X_e : concentração de sólidos suspensos voláteis no efluente tratado, g/m^3 e,

b) Definição baseada no volume total do sistema:

$$\theta_{ct} = \frac{X_t}{Q_d \cdot X_d + Q_e \cdot X_e} \quad (3.5)$$

onde:

θ_{ct} : tempo de detenção celular baseado no sistema total, d e,

X_t : massa total de sólidos suspensos voláteis no sistema, incluindo os sólidos no tanque de aeração, no tanque de sedimentação e nas instalações de retorno de lodo, g.

É recomendado que o projeto do reator seja baseado no θ_c apresentado pela eq. (3.4), supondo que, substancialmente, toda a conversão do substrato ocorra no tanque de aeração. Em sistemas onde uma grande parte dos sólidos totais podem estar presentes no tanque de sedimentação e nas instalações de retorno de lodo, a eq. (3.5) pode ser usada para computar a quantidade de sólidos a ser descartada. A quantidade de sólidos contidos no tanque de sedimentação pode ser determinada pela medida da profundidade da manta de lodo e da concentração de sólidos no retorno de lodo. A eq. (3.5) está baseada na suposição de que os sólidos biológicos sofrerão a respiração endógena.

Comparando estes parâmetros, a taxa de utilização específica U pode ser considerada uma medida da taxa em que o substrato (DBO) é utilizado por uma massa de organismos, e o θ_c pode ser considerado uma medida da média do intervalo de tempo de detenção dos organismos no sistema. Pode-se, portanto, chegar às seguintes relações:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot \frac{F}{M} \cdot \frac{E}{100} - k_d = Y \cdot U - k_d \quad (3.6)$$

onde Y : coeficiente de produção celular, g de células produzidas por g de matéria orgânica removida;

E : eficiência do processo, % e,

k_d : coeficiente de decaimento endógeno, tempo⁻¹.

Os valores típicos para a razão F/M publicados na literatura variam de 0,05 a 1,0. Baseado em estudos de laboratório e dados operacionais atuais de várias estações de tratamento nos EUA, tem sido encontrado que para valores de θ_c entre 3 e 15 d, obtém-se a produção de um efluente estável, de alta qualidade, e um lodo com características de sedimentação excelentes.

Também têm sido usadas as relações empíricas baseadas no tempo de detenção hidráulico e na carga orgânica (DBO). Este tempo de detenção é usualmente baseado na vazão de esgoto afluente. Tipicamente, os valores de tempos de detenção variam dentro do intervalo de 4 a 8 horas, no tanque de aeração. A quantidade de carga orgânica, expressa em termos de DBO_5 aplicada diariamente,

pode variar de 0,3 para mais do que 3 kg/m³.d. Embora a concentração da mistura líquida, a razão F/M e o θ_c sejam ignorados, quando é usada cada relação empírica, estas relações consideram a necessidade mínima de aeração do volume do tanque, adequada para o tratamento do esgoto doméstico. Porém, são encontrados problemas quanto ao uso destas relações empíricas para o tratamento do esgoto industrial.

3.6.3 Produção de Lodo

É importante conhecer a quantidade de lodo a ser produzida por dia, porque afetará o projeto da manutenção do lodo e das instalações disponíveis necessárias para o seu excesso (descarte). A quantidade de lodo produzida e que deve ser descartada numa unidade diária, pode ser estimada pela seguinte equação:

$$P_x = Y_{obs} \cdot Q_a \cdot (S_0 - S) \cdot (10^3 \text{ g/kg})^{-1} \quad (3.7)$$

onde P_x : descarte de lodo ativado produzido por dia, medido em termos de sólidos suspensos voláteis, kg/d;

Y_{obs} : coeficiente de produção celular observado, g/g;

Q_a : vazão de esgoto afluente, m³/d;

S : DBO efluente ou concentração de DQO, g/m³ e,

S_0 : DBO afluente ou concentração de DQO, g/m³.

O coeficiente de produção celular observado pode ser computado usando a eq. (3.8):

$$Y_{\text{obs}} = \frac{Y}{1 + k_d \cdot (\theta_c \text{ ou } \theta_{ct})} \quad (3.8)$$

O uso de θ_c ou θ_{ct} na eq. (3.8), depende se está sendo considerada uma análise dos sólidos do tanque de aeração ou os sólidos no sistema total. Se uma porcentagem alta de sólidos ficar retida no tanque de sedimentação e na instalação do retorno de lodo, o uso do θ_{ct} é razoável, especialmente se for assumido que a respiração endógena continua, apesar da cultura bacteriana estar em ambiente aeróbio ou anaeróbio, de acordo com observações de METCALF & EDDY (1991).

Na TAB. 3.15 estão contidos os valores das quantidades médias de lodo, esperadas para um tratamento de esgoto doméstico, conforme IMHOFF, MÜLLER e THISTLETHWAYTE (1973).

Tabela 3.15 - Quantidades médias de lodo de esgoto municipal produzidas.

(continua)

Tipo de Lodo	Sólidos Secos	Sólidos Secos	Teor de	Quantidade de
	g/hab.d	%	Umidade %	Lodo L/hab.d
A. Sedimentação Primária				
- Lodo fresco dos tanques de espera	55	3,5	96,5	1,5
- Lodo fresco após a concentração	55	5,0	95,0	1,1
- Lodo digerido molhado	32	8,0	92,0	0,40
- Lodo digerido seco, a granel	32	50,0	50,0	0,14
B. Filtração Biológica				
- Capacidade baixa (I)				
- Capacidade alta (II)				
- Lodo secundário (I)	14	6,0	94,0	0,23
(II)	18	6,0	94,0	0,30
- Lodo secundário fresco, misturado com lodo primário fresco (concentrado) (I)	68	5,0	95,0	1,4
(II)	73	5,0	95,0	1,5
- Lodo misturado, molhado, após a digestão (I)	40	8,0	92,0	0,50
(II)	45	8,0	92,0	0,55
- Lodo misturado, seco, após a digestão, a granel (I)	40	50,0	50,0	0,18
(II)	45	50,0	50,0	0,18

Tabela 3.15 - Quantidades médias de lodo de esgoto municipal produzidas.

(conclusão)

Tipo de Lodo		Sólidos Secos g/hab.d	Sólidos Secos %	Teor de Umidade %	Quantidade de Lodo L/hab.d
C. Processo de Lodos Ativados					
- Capacidade padrão (baixa)	(I)				
- Capacidade alta	(II)				
- Lodo excedente fresco	(I)	36	0,7	99,3	5,1
	(II)	27	1,5	98,5	1,8
- Lodo excedente após 30 minutos de sedimentação	(I)	36	1,5	98,5	2,4
	(II)	27	2,0	98,0	1,4
- Lodo excedente fresco, misturado com lodo fresco primário	(I)	90	4,5	95,5	2,0
	(II)	82	4,5	95,5	1,8
- Lodo misturado, molhado, após a digestão	(I)	55	7,0	93,0	0,8
	(II)	50	8,0	93,0	0,6
- Lodo misturado após a digestão, e seco, a granel	(I)	55	45,0	55,0	0,27
	(II)	50	45,0	55,0	0,23

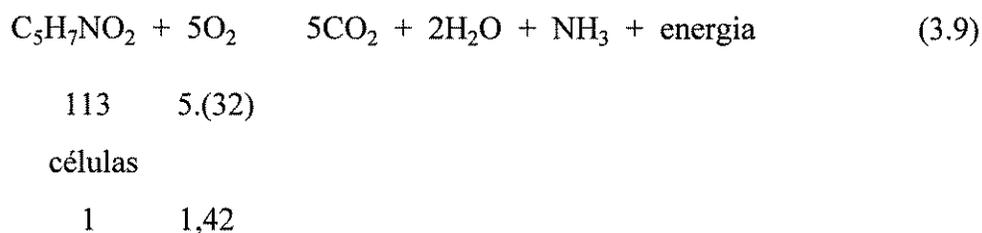
Fonte: Adaptado de IMHOFF, MÜLLER e THISTLETHWAYTE (1973).

3.6.4 Necessidade e Transferência de Oxigênio

METCALF & EDDY (1991) citam que a necessidade teórica de oxigênio pode ser determinada através da DBO_5 do descarte e da quantidade de organismos descartados do sistema, por dia, pois, se toda a DBO_5 foi convertida a produtos finais, a demanda total de oxigênio será computada pela conversão da

DBO₅ a DBO_u, usando um fator de conversão apropriado. Sabe-se que uma porção do descarte é convertida a novas células, subseqüentemente descartadas do sistema; portanto, se a DBO_u das células descartadas é subtraída do total, a quantidade restante representa a quantidade de oxigênio que deve ser fornecida ao sistema.

Através da eq. (3.9) abaixo, sabe-se que a DBO_u de um mol de células é igual a 1,42 vezes a concentração de células:



Portanto, a necessidade teórica de oxigênio para a remoção de matéria orgânica carbonácea no esgoto para um sistema de lodos ativados, pode ser computada, como mostra a eq. (3.10), a seguir:

$$\begin{array}{rcl} \text{kg, O}_2/\text{d} = (\text{massa de DBO}_u \text{ utilizada}) - 1,42 \cdot (\text{massa de organismos descartados}) & & (3.10) \\ \text{kg/d} & & \text{kg/d} \\ & \text{ou} & \end{array}$$

$$\text{kg, O}_2 / \text{d} = \frac{Q \cdot (S_o - S) \cdot (10^3 \text{ g / kg})^{-1}}{f} - 1,42 \cdot (P_x) \quad (3.11)$$

onde:

f : fator de conversão para converter DBO_5 em DBO_u ;

DBO_u : DBO última.

Então, se a eficiência da transferência de oxigênio do sistema de aeração for conhecida ou pode ser estimada, deve ser determinada a necessidade atual de ar .

O fornecimento de ar deve ser adequado para:

- a) satisfazer a DBO do descarte;
- b) satisfazer a respiração endógena através dos organismos do lodo;
- c) promover uma mistura adequada e,
- d) manter uma concentração mínima de oxigênio dissolvido, de 1 a 2 mg/L, por todo o tanque de aeração.

3.6.5 Necessidade de Nutrientes

Segundo RAMALHO (1983), para a degradação biológica aeróbia dos despejos, é preciso uma quantidade apropriada de certos nutrientes que incluem nitrogênio, fósforo, cálcio, magnésio e vitaminas. Muitos destes nutrientes, que são necessários em quantidades muito pequenas (traço), usualmente estão presentes nos esgotos. Entretanto, muitos despejos industriais têm deficiência de nitrogênio e

fósforo. Se existe esta deficiência, é feita a correção pela adição de compostos contendo nitrogênio e fósforo, no reator aeróbio.

Se o N e o P disponíveis são mais altos do que o total necessário, não é preciso nenhuma adição. Caso contrário, a adição da quantidade em déficit deve ser feita na forma mais usual, através do cálculo da quantidade de soluções apropriadas a serem introduzidas no reator biológico. Para as estações de lodos ativados, essa adição pode ser feita com NH_3 , H_3PO_3 ou $(\text{NH}_4)_3\text{PO}_4$ anidro ou aquoso.

METCALF & EDDY (1991) explicam que, baseado na composição média do tecido da célula do $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$, será necessário cerca de 12,4% do peso do nitrogênio.

A necessidade de fósforo é usualmente assumida para ser cerca de 1/5 deste valor. Estes valores são típicos, não têm quantidades fixas, pois tem sido estudado que a distribuição da porcentagem do nitrogênio e do fósforo no tecido celular varia com a idade da célula e com as condições ambientes.

3.6.6 Controle de Organismos Filamentosos

A proliferação de organismos filamentosos na mistura líquida resulta num lodo de baixa sedimentabilidade, fenômeno conhecido como entumescimento do lodo. O sistema completamente misturado de estágio simples, em particular, tende a promover o crescimento de organismos filamentosos devido aos baixos níveis de

substrato presentes uniformemente no reator. Em alguns reatores “plug-flow”, onde se tem um significativo atraso na mistura, ocorre um fenômeno similar.

A grande intensidade da entrada de substrato permite a adsorção rápida dos orgânicos solúveis dentro dos flocos de organismos. A remoção rápida dos orgânicos solúveis deixa muito pouco do mesmo para a sua assimilação pelos organismos filamentosos.

3.6.7 Características do Efluente Líquido Final

O conteúdo orgânico é o maior parâmetro da qualidade do efluente. O conteúdo orgânico do efluente dos processos de tratamento biológico é usualmente composto por:

a) orgânicos solúveis biodegradáveis:

- orgânicos que escaparam do tratamento biológico;
- orgânicos formados como produtos intermediários na degradação biológica do descarte e,
- componentes celulares (resultado da morte ou “lise” da célula);

b) material orgânico suspenso:

- sólidos biológicos produzidos durante o tratamento, que escaparam da separação no tanque de sedimentação final e,

- sólidos orgânicos coloidais do esgoto afluente à estação, que escaparam do tratamento e da separação e,

c) orgânicos não biodegradáveis:

- aqueles presentes originalmente no afluente e,
- produtos da degradação biológica.

A única parte da concentração de descarte orgânico no efluente é formada pelos orgânicos solúveis que escaparam do tratamento biológico. Numa estação de lodos ativados com boa operação, que trata esgotos domésticos, a DBO_5 dissolvida no efluente, determinada numa amostra filtrada, variará de 2 a 10 mg/L. A matéria orgânica suspensa estará num intervalo de 5 a 15 mg/L e os orgânicos não biodegradáveis, entre 2 a 5 mg/L.

3.7 PARÂMETROS OPERACIONAIS DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

Um dos primeiros passos para o estudo do lodo é fazer sua caracterização, cujo objetivo é obter a medida quantitativa para o seu comportamento nos sistemas de tratamento e disposição. Conforme HAUGAN e MININNI (1981), o incentivo para essa caracterização pode ter diversas finalidades, como por exemplo, determinar:

- a) as quantidades e os gastos envolvidos no seu tratamento e disposição:
existência de grandes quantidades de lodo;
- b) seu potencial: perigo ambiental que o lodo oferece, fontes de energia, fertilizantes, fontes de alimento;
- c) sua tratabilidade: os processos mudam as propriedades do lodo e,
- d) como o processo afeta as quantidades e as propriedades do lodo bruto.

As características do lodo são avaliadas através de testes de sedimentação feitos em laboratório, segundo SANTOS (1984): o índice volumétrico do lodo (IVL), a velocidade de sedimentação zonal (VSZ), mais recentemente, o índice volumétrico do lodo com agitação, medido a uma concentração de sólidos suspensos de 3,5 g/L (IVLA), e a correlação gráfica entre a relação F/M e o IVL e a VSZ.

3.7.1 Índice Volumétrico do Lodo

É definido como o volume em mililitros ocupado por 1 grama dos sólidos suspensos no tanque de aeração (SSTA), em peso seco, após uma sedimentação de 30 minutos num cilindro graduado de 1.000 mL conforme RAMALHO (1983). Sua unidade é mL/g.

$$\text{IVL} = \frac{\text{mL do lodo} * 1.000 \text{ (mg / L)}}{\text{concentração dos SST (mg / L)}} \quad (3.12)$$

O uso do IVL para medir as características de sedimentação é questionável. Na FIG. 3.7, conforme DICK e VESILIND (1969), pode-se notar como é difícil descrever a sedimentação usando apenas um ponto na curva de sedimentação, pois apesar da concentração inicial e do IVL serem os mesmos, as características de sedimentação dos dois lodos são diferentes.

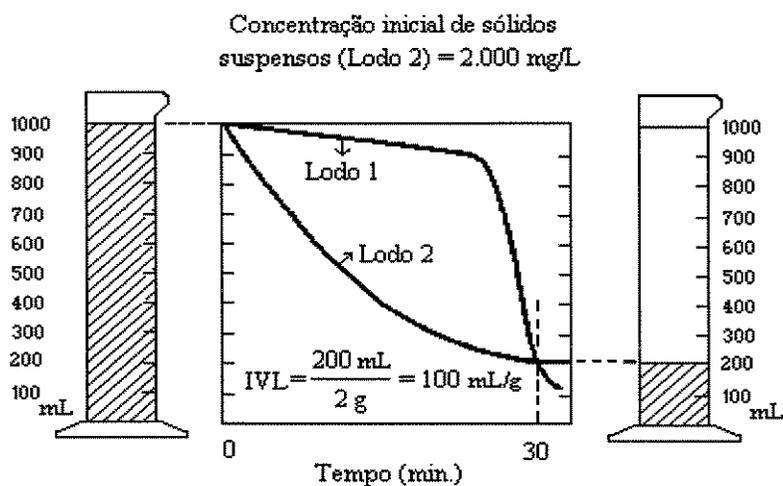


Figura 3.7 - Lodos com características de sedimentação diferentes, porém com valores de IVL iguais.

Fonte: Adaptado de DICK e VESILIND (1969).

Os valores típicos do IVL para uma boa sedimentação do lodo, conforme RAMALHO (1983), com concentração inicial de 800-3.500 mg/L, estão dentro do intervalo de 150-35 mL/g.

SANTOS (1984), relata que o IVL não proporciona uma boa medida de adensamento do lodo, uma vez que, ao final de 30 minutos, a interface sólido-

líquido pode ainda estar sedimentando a uma taxa constante, não indicando em que estágio de sedimentação o lodo se encontra.

DICK e VESILIND (1969) sugerem que o IVL seja acompanhado do valor da concentração dos sólidos suspensos que o gerou, pois, se após 30 minutos em um teste de sedimentação, um lodo com concentração de sólidos suspensos igual a 10.000 mg/L, não sedimentar nada, isto é, a altura do lodo permanecer em 1.000 mL, o IVL neste caso será 100 mL/mg, indicando um lodo bem sedimentado. Esse é um erro muito freqüente ao se usar o IVL sem considerar sua dependência com a concentração dos sólidos suspensos.

SANTOS (1984) cita que outro erro do uso inadequado do IVL é quando for usado para prever a concentração do retorno do lodo. Neste caso, assume-se que o adensamento ocorrido em 30 minutos no teste de sedimentação, em batelada, seja equivalente ao que ocorre no fundo do decantador em regime permanente.

3.7.2 Velocidade de Sedimentação Zonal

De acordo com SANTOS (1984), “esse parâmetro é definido pela velocidade com que as partículas em suspensão se sedimentam, quando a velocidade

de deslocamento da interface formada entre as partículas em suspensão e o líquido clarificado se apresenta constante”.

3.7.3 Índice Volumétrico do Lodo com Agitação

WHITE (1976) afirma que, dentre as desvantagens existentes em se utilizar o IVL como parâmetro de controle de uma estação, destacam-se a dependência do IVL com a concentração dos sólidos e o efeito parede das provetas, que são normalmente utilizadas na determinação do IVL. Com uma pequena agitação nas provetas (1 rpm, por exemplo), esse efeito pode ser minimizado.

3.7.4 Razão Alimento/ Microrganismo (F/M)

Conforme citação de RAMALHO (1983), para se conseguir correlações para as características de sedimentação do lodo, devem ser feitos vários ensaios com reatores operando continuamente, cada um com uma determinada razão F/M (definida anteriormente no item 3.6.2). O lodo obtido em cada reator é submetido a testes de sedimentação (VSZ e IVL). Se estes dois parâmetros, que são uma medida da capacidade da sedimentação do lodo, forem plotados em relação à F/M, tem-se uma curva, segundo ilustrado na FIG. 3.8.

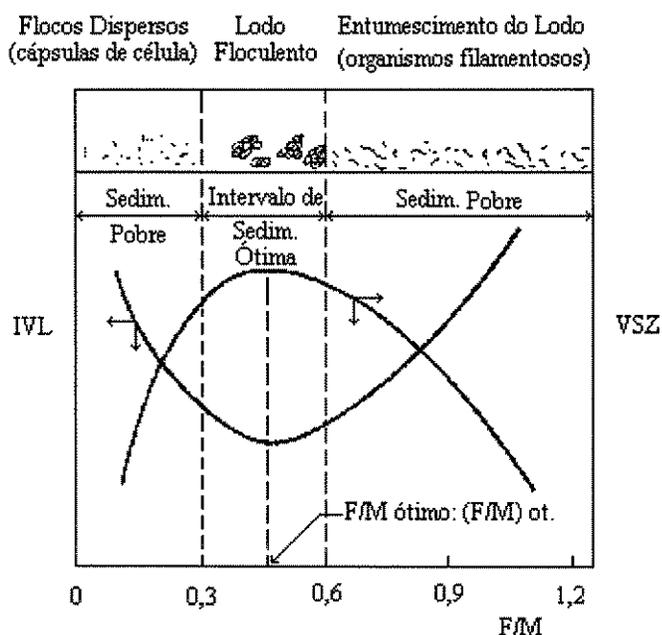


Figura 3.8 - Correlações típicas do IVL e do VSZ com a razão F/M.

Fonte: Adaptado de RAMALHO (1983).

Para uma ótima sedimentação, o lodo deve ter uma alta VSZ e um baixo IVL. A razão F/M ótima, como indicada na FIG. 3.8, corresponde ao ponto máximo da curva da VSZ e ao mínimo ponto da curva do IVL. Para muitos tipos de águas residuárias, este valor ótimo está dentro do seguinte limite (para lodos ativados de fluxo contínuo):

$$0,6 > F/M > 0,3$$

onde F/M é expresso em kg de DBO₅ afluyente/(dia).(kg SSVTA).

Conforme RAMALHO (1983), os valores baixos de F/M (por exemplo, abaixo de $0,3 \text{ d}^{-1}$), indicam que a quantidade de alimento (substrato) presente no sistema é insuficiente para manter o crescimento dos microrganismos. Portanto, eles são conduzidos para a respiração endógena.

Uma célula bacteriana típica contém material citoplasmático, que é rico em proteínas e ácido ribonucléico (RNA), e ele é a parte principal da célula que é metabolizada durante o processo de respiração endógena. O que sobra do metabolismo endógeno constitui-se de, principalmente, cápsulas celulares, que são muito leves e resistem à sedimentação. Isso explica o porquê de se ter um valor de F/M baixo, indicando características pobres de sedimentação do lodo. O lodo obtido sob essas condições é referido como flocos dispersos.

Quando se tem altos valores de F/M (por exemplo, $F/M > 0,6 \text{ d}^{-1}$), existe a predominância de um tipo de microrganismo de natureza filamentosa (*Sphaerotilus*). Este tipo de crescimento não permite uma boa sedimentação, permanecendo em suspensão quase indefinidamente. É o chamado entumescimento do lodo.

Valores de F/M entre esses dois extremos, demonstram que o lodo tem boas características de sedimentação. O lodo sob essas condições é referido como lodo floculado.

3.7.5 Tempo Médio de Detenção Celular (Idade do Lodo)

De acordo com HORAN (1990), a idade do lodo necessária é de 3 dias, no mínimo, pois abaixo deste valor, a sedimentabilidade do lodo é pobre, conforme ilustrado na FIG 3.9.

Para a idade do lodo acima de 10 dias, ocorre a deflocação dos flocos de lodo e um aumento da turbidez do efluente.

Geralmente, a idade do lodo é controlada pela variação da taxa de descarte do excesso de sólidos do processo. O lodo adensado na linha de recirculação ou os sólidos suspensos no tanque de aeração também podem ser descartados.

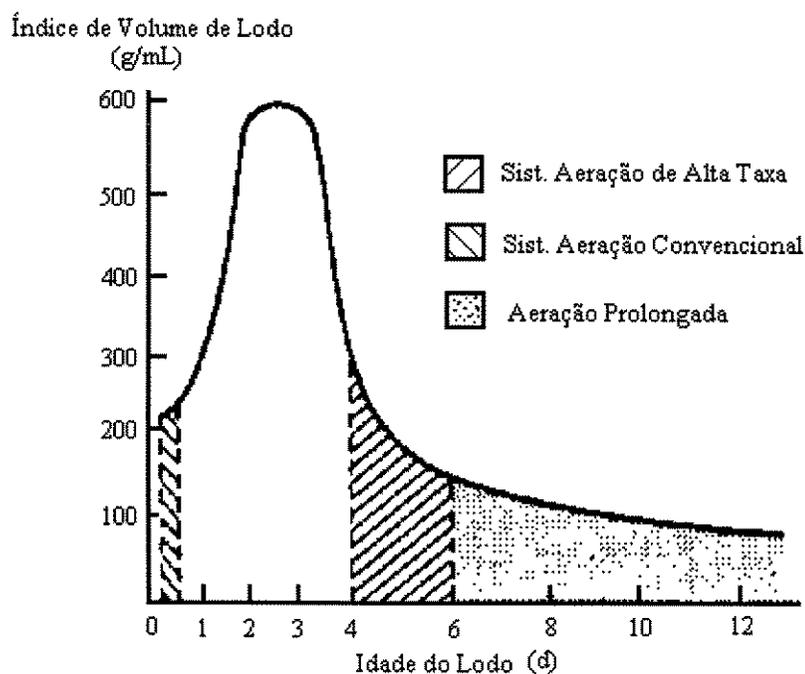


Figura 3.9 - A influência da idade do lodo nas propriedades de sedimentação do mesmo.

Fonte: Adaptado de HORAN (1990).

3.7.6 Tratamento do Lodo

IMHOFF, MÜLLER e THISTLETHWAYTE (1973) citam que os lodos ativados, separados do líquido nos tanques de aeração, nos tanques de sedimentação final, têm características floculentas e têm um conteúdo relativamente alto de umidade. A cor é o marrom e o odor, no estado fresco, não é desagradável (enquanto não sofre decomposição).

O lodo do esgoto fresco é composto de matérias orgânicas e inorgânicas, separadas pela sedimentação, durante o tratamento do esgoto, e é proporcional ao número de pessoas que contribuem com o despejo, enquanto que a quantidade de lodo por pessoa depende do grau de tratamento. Assim, analisando a sedimentação primária, somente os sólidos sedimentáveis são separados no lodo, enquanto que o tratamento biológico do esgoto sedimentado resulta na formação de mais sólidos sedimentáveis, incluindo aqueles que foram dissolvidos no esgoto não tratado.

3.7.7 Digestão do Lodo

HAUGAN e MININNI (1981) citam que o objetivo de todos os processos de estabilização são geralmente para fazer com que o lodo seja “menos

ofensivo”. O grau de “ofensividade” é primeiramente associado à característica e à intensidade do seu odor.

Em seu trabalho, ESCRITT (1984) diz que quando o lodo é armazenado e não aerado, ele se torna séptico; a bactéria anaeróbia cresce em condições ácidas, digere o lodo e produz odores violentos. Eventualmente, a bactéria que produz uma reação alcalina prevalece e, uma vez que a reação alcalina é estabelecida, o lodo é digerido rapidamente, o seu odor não é desagradável e é emitido gás do lodo.

No início do período em que o lodo fresco é adicionado, por estar misturado com o lodo alcalino ativamente digerido, o gás é “desprendido” rapidamente. Esse gás consiste, na sua maior parte, de dióxido de carbono, mas como a digestão continua, a proporção de dióxido de carbono é reduzida e a proporção de metano aumenta. A mistura de metano e dióxido de carbono, com pequenas proporções de outros gases, é conhecida como gás do lodo e, sendo combustível, pode ser coletado e usado com propósitos de aproveitamento energético.

O gás, sendo produzido pela decomposição de sólidos orgânicos - particularmente gorduras animal e vegetal (os óleos minerais não são afetados) - reduz o conteúdo de sólidos suspensos do lodo e depois disso, o líquido clarificado pode ser decantado. Um efeito importante da digestão do lodo é que se reduz a quantidade de lodo para a disposição final.

Outras vantagens da digestão são:

- a) eliminação do odor desagradável do lodo primário e,
- b) conversão do lodo a uma substância que, quando desidratada, é fibrosa e mais propícia para fins agrícolas.

A digestão do lodo é de grande utilidade para as estações, devido à energia do gás do lodo, fazendo com que não se dependa de outras fontes externas de energia.

O lodo pode ser digerido lentamente a uma temperatura de países temperados, de $15,5^{\circ}\text{C}$: isto é conhecido como a digestão fria. Se o lodo é aquecido e mantido a uma temperatura entre $26,7$ e 35°C , a digestão se torna mais rápida. Este processo, que é conhecido como digestão mesofílica, é um dos mais adotados. Se a temperatura é aumentada e mantida entre 43 e 49°C , o processo se torna muito mais rápido, porém instável, dificultando o controle. Esse processo, conhecido como digestão termofílica, não é recomendado.

Os digestores nunca são feitos para se chegar a uma digestão completa dos sólidos orgânicos, mas apenas para digerir o lodo a uma determinada proporção considerada econômica.

4 MATERIAL E MÉTODOS

Serão apresentados os seguintes tópicos: introdução, instalação em escala real, determinação dos parâmetros cinéticos de degradação biológica e ensaios de lodos ativados por batelada.

4.1 INTRODUÇÃO

O estudo experimental foi realizado em instalações piloto, montadas no Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil da Universidade Estadual de Campinas - Unicamp.

O fornecimento de amostras de efluentes líquidos para o estudo de tratabilidade biológica e de lodo ativado, previamente aclimatado ao despejo para inoculação dos reatores aeróbios, foi obtido nas instalações do sistema de tratamento de águas residuárias industriais e sanitárias da Indústria Lápis Johann Faber S/A, fábrica II, localizada no Município de São Carlos - S.P., ao longo do texto, denominada de STAR-JF.

4.2 INSTALAÇÃO EM ESCALA REAL

A instalação existente será detalhada, para que se conheça melhor as águas residuárias geradas na indústria, o sistema de tratamento e as características qualitativas das águas afluentes e efluentes.

4.2.1 Águas Residuárias Geradas na Indústria

Os efluentes líquidos gerados pela indústria têm origem no seu processamento industrial e em instalações sanitárias (vestiários, banheiros, restaurante, etc.), sendo coletadas por redes hidráulicas totalmente independentes. Desta forma, as instalações do STAR-JF possuem dois pontos distintos de chegada de afluentes líquidos: industrial e sanitário.

O trabalho experimental desenvolvido lidou somente com as águas residuárias de origem industrial, previamente tratadas físico-quimicamente no STAR-JF, por serem muito mais significativas sob o aspecto qualitativo e quantitativo e de maior facilidade de coleta e preservação. Neste caso, existe a matéria orgânica no esgoto industrial, porém não estão contidos os microrganismos necessários para degradar essa matéria orgânica, uma vez que o esgoto passa apenas por processos químicos, sem contaminação.

A indústria utiliza água em quase todas as suas linhas de processamento produtivo, gerando efluentes de características extremamente

variáveis em função da demanda ou não de determinados produtos pelo mercado consumidor. As principais linhas produtivas e pontos de geração de águas residuárias industriais estão relacionadas a seguir:

- a) fabricação de minas Polymer;
- b) fabricação de minas Pastel/Grafite;
- c) fabricação de vernizes/cosméticos;
- d) fabricação de tintas Hering;
- e) descargas de água das caldeiras;
- f) descargas do lavador de gases e,
- g) descargas de água de resfriamento de torres de refrigeração.

4.2.2 Descrição do Sistema Existente na Indústria

A concepção do STAR-JF foi desenvolvida pela Hidron Engenharia S/C Ltda., em 1991, sob a responsabilidade do Engenheiro Carlos Gomes da Nave Mendes, tendo seu início de funcionamento ocorrido a partir do final de 1992. A solução adotada conta com reatores físico-químicos intermitentes, onde é feita a coagulação, floculação e decantação das águas residuárias industriais, para posterior tratamento conjunto com as águas residuárias sanitárias em reatores biológicos aeróbios, também intermitentes, de lodos ativados por batelada (LAB).

O sobrenadante dos reatores aeróbios constitui-se dos efluentes líquidos tratados, posteriormente lançados à rede pública de esgotos sanitários.

O excesso de lodo ativado gerado nos tanques de aeração é periodicamente descartado em um biodigestor aeróbio, mantendo-se um volume variável entre 40 e 60% do volume útil do reator, com o lodo adensado por um período de 1,5 horas de sedimentação e com o conteúdo do tanque em repouso. A seguir, o lodo biológico digerido é lançado conjuntamente com o lodo físico-químico a um tanque de armazenamento para posterior bombeamento a um filtro-prensa para desidratação, e acondicionado em tambores, sujeitos a estudos de graus de toxicidade.

A FIG. 4.1 apresenta o fluxograma do STAR-JF construído:

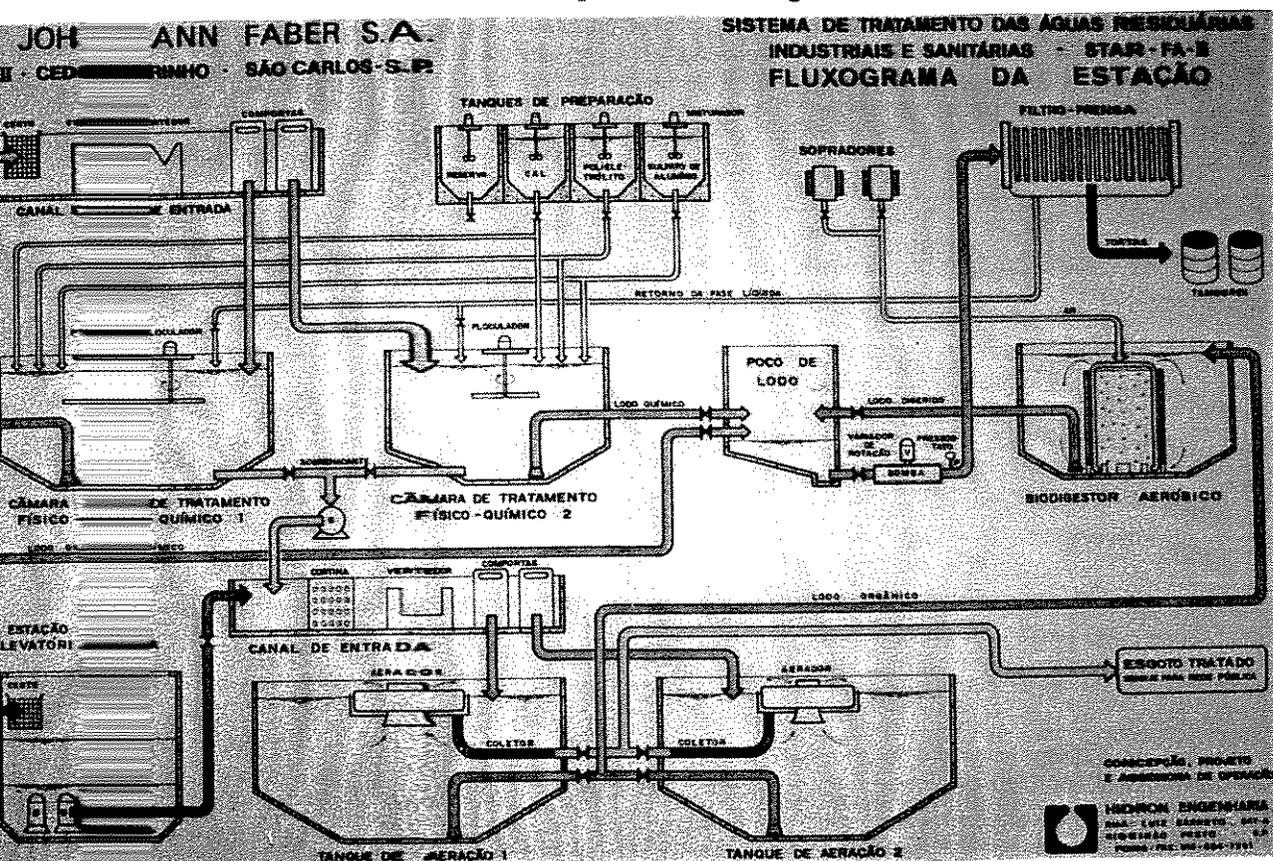


Figura 4.1 - Fluxograma do STAR-JF, construído.

Fonte: HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA (1991a).

Alguns dados construtivos e operacionais do STAR-JF, de maior interesse para o presente estudo, são fornecidos a seguir:

a) vazões diárias afluentes ao sistema (dias úteis):

- águas residuárias industriais: 80 a 150 m³/dia e,
- águas residuárias sanitárias: 50 a 100 m³/dia;

b) tanques de tratamento físico-químico:

- número de unidades: 02;
- volume útil de cada tanque: 18 m³;
- pH de coagulação: 6,5 a 7,5;
- dosagem de sulfato de alumínio: 300 a 450 mg/L;
- dosagem de cal hidratada: 100 a 200 mg/L;
- dosagem de polieletrólito D-65, aniônico, da Aquatec, como auxiliar de floculação: 5 a 10 mL/ m³;
- período de floculação: 15 a 30 minutos;
- período de sedimentação: superior a 30 minutos, em função da vazão afluente ao STAR-JF e,
- gradiente de velocidade na floculação: 30 s⁻¹ e,

c) tanques de aeração:

- número de unidades: 02;
- volume útil de cada tanque: 121,50 m³;

- percentagem do volume útil reservado para o lodo após a sedimentação:
40% a 60%;
- volume útil para o enchimento em um ciclo: 48,6 a 72,9 m³;
- período mínimo para a sedimentação do lodo ativado: 1,0 hora;
- período médio gasto para a descarga de lodo e sobrenadante: 1,5 horas;
- período de enchimento (aeração opcional): variável entre 5 e 14,5 horas;
- período de aeração: 2,5 a 12 horas e,
- sistema de aeração: aerador rápido flutuante com potência de 5 cv.

4.2.3 Características Qualitativas das Águas Afluentes e Efluentes

Conforme dados fornecidos pela indústria, obtidos no início de funcionamento do STAR-JF, após um período de treinamento dos operadores e aclimatação do lodo biológico dos tanques de aeração, apresentam-se, nas TAB. 4.1 a 4.3, os parâmetros qualitativos e respectivos valores de eficiência de remoção dos mesmos para as águas residuárias afluentes e efluentes do STAR-JF, caracterizadas no Laboratório de Saneamento da EESC-USP.

O afluente composto é uma homogeneização de diversos tipos de afluentes, uma vez que os processos industriais variam muito.

Tabela 4.1 - Características qualitativas médias dos esgotos industriais brutos, esgotos sanitários brutos e afluente composto ao STAR-JF.

$$\text{relação de vazões} = \frac{\text{Esgoto industrial bruto}}{\text{Esgoto sanitário bruto}} = 1,50;$$

Parâmetro	Esgoto Industrial Bruto	Esgoto Sanitário Bruto	Afluente Composto
Turbidez (U.T.)	268	102	202
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	80	131	100
DQO (mg/L)	1.644	679	1.258
DBO ₅ (mg/L)	1.177	413	871
Óleos e Graxas (mg/L)	281	181	241
N _{total} (mg/L)	108	54	86
N _{amoniaco} (mg/L)	12	29	19
P _{total} (mg/L)	12	15,5	13,4
Fenóis (mg/L)	2,3	ND	1,4
SS (mL/L)	10,4	2,4	7,2
ST (mg/L)	1.548	884	1.282
STF (mg/L)	598	133	412
STV (mg/L)	950	751	870
SST (mg/L)	721	160	496
SSF (mg/L)	350	23	219
SSV (mg/L)	371	137	277
SDT (mg/L)	827	724	786
SDF (mg/L)	248	110	193
SDV (mg/L)	579	614	593

Fonte: HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA (1991b).

Tabela 4.2 - Características qualitativas médias dos esgotos industriais brutos e tratados físico-quimicamente, com a respectiva eficiência do processo.

Parâmetro	Esgoto Industrial Bruto	Esgoto Industrial Tratado	Eficiência (%)
Turbidez (U.T.)	268	4,5	98,3
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	80	47	—
DQO (mg/L)	1.644	608	63,0
DBO ₅ (mg/L)	1.177	557	52,5
Óleos e Graxas (mg/L)	281	30	89,3
N _{total} (mg/L)	108	16,5	84,7
N _{amoniaco} (mg/L)	12	11,5	4,2
P _{total} (mg/L)	12	0,2	98,2
Fenóis (mg/L)	2,3	0,06	58,3
SS (mL/L)	10,4	0,05	99,5
ST (mg/L)	1.548	1.079	30,3
STF (mg/L)	598	609	—
STV (mg/L)	950	470	50,5
SST (mg/L)	721	12	98,3
SSF (mg/L)	350	4,5	98,7
SSV (mg/L)	371	7,5	98,0
SDT (mg/L)	827	1.067	—
SDF (mg/L)	248	604	—
SDV (mg/L)	579	463	20,0

Fonte: HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA (1991b).

Tabela 4.3 - Características qualitativas médias dos esgotos brutos e tratados e eficiência global do sistema.

Parâmetro	Afluente Composto	Esgotos Tratados	Eficiência (%)
pH	–	6,7	–
Turbidez (U.T.)	202	6,0	97,0
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	100	40,3	–
DQO (mg/L)	1.258	66,3	94,7
DBO ₅ (mg/L)	871	18,3	97,9
Óleos e Graxas (mg/L)	241	21,0	91,3
N _{total} (mg/L)	86	5,8	93,3
N _{amoniaco} (mg/L)	19	7,6	60,0
P _{total} (mg/L)	13,4	2,1	84,6
Fenóis (mg/L)	1,4	0,05	96,4
SS (mL/L)	7,2	0,03	99,7
ST (mg/L)	1.282	571	55,4
STF (mg/L)	412	292	29,2
STV (mg/L)	870	279	67,9
SST (mg/L)	496	27,3	94,5
SSF (mg/L)	219	6,5	97,0
SSV (mg/L)	277	20,8	92,5
SDT (mg/L)	786	544	30,8
SDF (mg/L)	193	285	–
SDV (mg/L)	593	259	56,4

Fonte: HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA (1991b).

4.3 DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS CINÉTICOS DE DEGRADAÇÃO BIOLÓGICA

Neste item serão apresentados equacionamentos relativos a reatores contínuos sem recirculação de lodo e detalhes sobre a fase experimental.

4.3.1 Equacionamento para Reatores Contínuos, sem Recirculação de Lodo

Conforme proposto por METCALF & EDDY (1991), os parâmetros Y , k , K_s e k_d , utilizados na grande maioria dos modelos matemáticos da cinética do tratamento biológico, podem ser determinados como descrito, após a obtenção das condições de equilíbrio dentro dos reatores e conhecendo-se os valores de Q , S_0 , S , X e V_r , aplicados nas eq. (4.7) e (4.13), desenvolvidas a seguir:

Segundo METCALF & EDDY (1991), a taxa de crescimento de bactérias que se encontram exclusivamente na fase logarítmica, é expressa pela relação:

$$r_g = \mu \cdot X \quad (4.1)$$

onde:

r_g : taxa de crescimento bacteriano, dada em massa/unidade de volume.tempo;

μ : taxa de crescimento específico, dada em tempo⁻¹ e;

X : concentração de microrganismos, dada em massa/unidade de volume.

Monod (1949), citado por METCALF & EDDY (1991), propôs, após estudos experimentais com culturas em processo de alimentação contínua, que existe um efeito limitante do crescimento de microrganismos em função da disponibilidade de substrato ou algum nutriente específico. Assim, foi obtida a eq. (4.2):

$$\mu = \mu_m \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (4.2)$$

onde:

μ_m : taxa máxima de crescimento específico, dada em tempo⁻¹;

S : concentração de substrato limitante do crescimento em solução,
dada em massa/unidade de volume e,

K_s : constante de meia velocidade ou concentração de substrato, para a qual a taxa de crescimento de microrganismos é metade da máxima (μ_m), dada em massa/unidade de volume.

Se o valor de μ da eq. (4.2) for substituído na eq. (4.1), tem-se uma expressão para a taxa de crescimento:

$$r_g = \frac{\mu_m \cdot X \cdot S}{K_s + S} \quad (4.3)$$

Pode-se relacionar a taxa de utilização de substrato com a taxa de crescimento, de acordo com a eq. (4.4), a seguir:

$$r_g = -Y.r_{su} \quad (4.4)$$

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

$$r_{su} = - \frac{k.X.S}{K_s + S} \quad (4.5)$$

onde k (taxa máxima de utilização de substrato por unidade de massa de microrganismos) é dada pela eq. (4.6):

$$k = \frac{\mu_m}{Y} \quad (4.6)$$

onde:

r_{su} : taxa de utilização de substrato, dada em massa/unidade de volume.tempo e,

Y : relação entre a massa de células formadas e a massa de substrato consumida, dada em massa/massa.

O termo r_{su} pode ser calculado usando-se a seguinte expressão:

$$r_{su} = - \frac{(S_0 - S)}{\theta_H} = - \frac{Q}{V_r} (S_0 - S) \quad (4.7)$$

onde:

$S_0 - S$: concentração de substrato utilizada, dada em massa/unidade de volume;

θ_H : tempo de detenção hidráulico no reator;

Q : vazão de alimentação do reator e,

V_r : volume do reator.

Igualando-se as eq. (4.5) e (4.7), e dividindo-se ambos os membros por X , tem-se:

$$\frac{k \cdot S}{K_s + S} = \frac{Q \cdot (S_0 - S)}{V_r \cdot X} \quad (4.8)$$

Tomando-se o inverso da eq. (4.8), tem-se:

$$\underbrace{\frac{V_r \cdot X}{Q \cdot (S_0 - S)}}_y = \frac{K_s + S}{k \cdot S} = \underbrace{\left(\frac{K_s}{k}\right)}_A \cdot \underbrace{\left(\frac{1}{S}\right)}_x + \underbrace{\frac{1}{k}}_{+B} \quad (4.9)$$

Pode-se observar que $\frac{V_r}{Q} = \theta_H$. Assim, os valores de K_s e k podem

ser determinados através dos valores A e B , definidos pela reta que melhor se ajuste

aos pontos plotados de $\left[\frac{X \cdot \theta_H}{(S_0 - S)} \right]$ versus $\left[\frac{1}{S} \right]$, conforme ilustrado na FIG. 4.2.

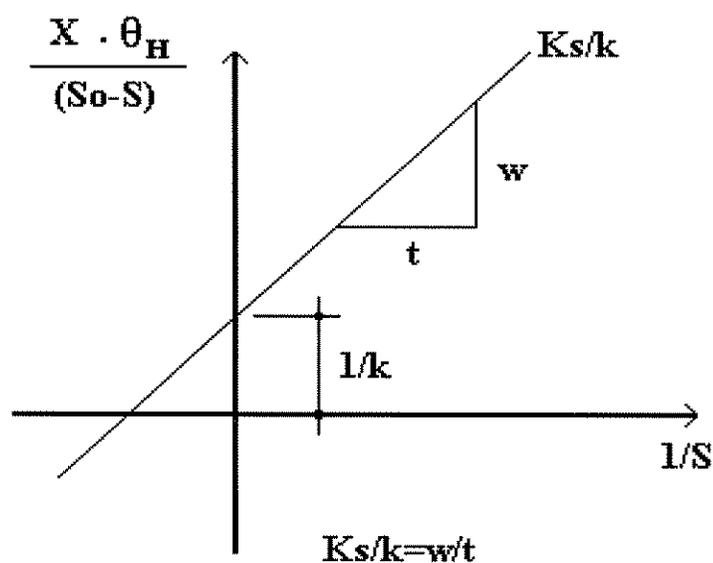


Figura 4.2 - Determinação dos valores de K_s e k .

Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY (1991).

Nos reatores biológicos utilizados em tratamento de águas residuárias, a distribuição da “idade do lodo” das células presentes é tal que, nem todas se encontram na fase de crescimento logarítmico. Existem, certamente, gastos de energia para outras necessidades básicas, que não sejam a formação de novas células, além de morte e predação entre as espécies de microrganismos presentes no sistema. Todos esses fatores somados são responsáveis pela diminuição da massa de células e admitidos como uma função da própria concentração de microrganismos presentes. Este fenômeno é denominado de decaimento endógeno e é representado pela eq. (4.10):

$$r_d = -k_d \cdot X \quad (4.10)$$

onde:

r_d : taxa de decrescimento endógeno bacteriano, dada em massa/unidade de volume.tempo e,

k_d : coeficiente de decaimento endógeno, dado em tempo⁻¹.

Combinando-se as eq. (4.1), (4.2), (4.6) e (4.10), tem-se:

$$\begin{aligned}
 r'_g &= r_g + r_d = \mu \cdot X - k_d \cdot X \\
 &= \mu_m \frac{S}{K_s + S} \cdot X - k_d \cdot X \\
 &= \frac{k \cdot Y \cdot S \cdot X}{K_s + S} - k_d \cdot X
 \end{aligned} \tag{4.11}$$

onde:

r'_g : taxa líquida de desenvolvimento de microrganismos, dada em massa por unidade de volume.tempo.

Aplicando-se as equações de balanço de massa sobre a concentração de microrganismos e substrato, e os modelos cinéticos a um reator biológico de mistura completa, sem recirculação de lodo e com alimentação contínua (ver FIG. 4.3), tem-se:

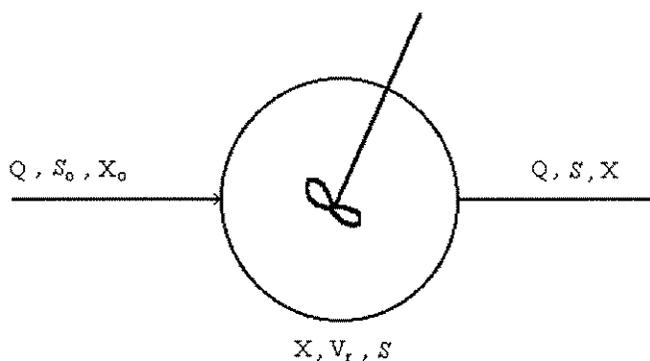


Figura 4.3 - Configuração esquemática de um reator biológico de alimentação contínua e mistura completa, sem recirculação de lodo.

Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY (1991).

O balanço de massa sobre a concentração de microrganismos, fornece:

$$\text{Acumulação} = \text{Entrada} - \text{Saída} + \text{Crescimento Líquido} \quad (4.12)$$

$$\frac{dX}{dt} V_r = Q \cdot X_0 - Q \cdot X + V_r \cdot (r'_g) \quad (4.13)$$

onde:

$\frac{dX}{dt}$: taxa de variação de microrganismos no reator, dada em massa/unidade

volume.tempo e,

X_0 : concentração de microrganismos no afluente ao reator, dada em massa/unidade de volume.

Aplicando-se a eq. (4.11) em (4.13), tem-se:

$$\frac{dX}{dt} V_r = Q \cdot X_0 - Q \cdot X + V_r \left(\frac{k \cdot Y \cdot S \cdot X}{K_s + S} - k_d \cdot X \right) \quad (4.14)$$

Considerando-se que a concentração de microrganismos afluentes ao sistema seja praticamente desprezível ($X_0 = 0$), em relação ao que se tem no tanque de aeração, e que o sistema esteja funcionando em estado de equilíbrio ($\frac{dX}{dt} = 0$), tem-se:

$$\frac{1}{\theta_H} = \frac{Q}{V_r} = \underbrace{(Y)}_A \cdot \underbrace{\left(\frac{k \cdot S}{K_s + S} \right)}_X - \underbrace{k_d}_{+B} \quad (4.15)$$

onde:

θ_H : tempo de detenção hidráulico no reator.

Pela eq. (4.8), anteriormente citada, $\frac{k \cdot S}{K_s + S} = \frac{Q \cdot (S_0 - S)}{V_r \cdot X}$. Assim, os

valores de Y e k_d podem ser determinados através dos valores de A e B, definidos

pela reta que melhor se ajuste aos pontos plotados de $\left[\frac{1}{\theta_c} \right]$ versus $\left[\frac{S_0 - S}{X \cdot \theta_c} \right]$, como

ilustra a FIG. 4.4.

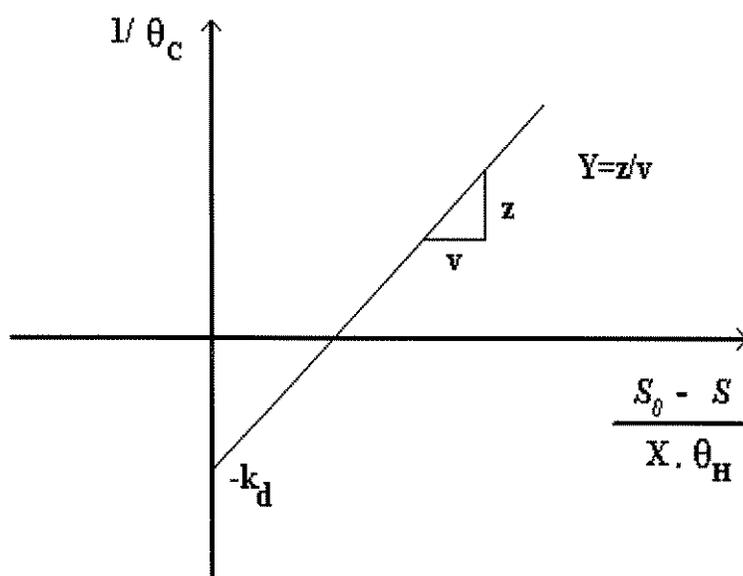


Figura 4.4 - Determinação dos valores de Y e k_d .

Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY (1991).

O balanço de massa aplicado sobre o substrato no reator fornece:

$$\frac{dS}{dt} V_r = Q \cdot S_0 - Q \cdot S + V_r \cdot (r_{su}) \quad (4.16)$$

onde $\frac{dS}{dt}$: taxa de variação de substrato no reator, dada em massa/unidade

de volume.tempo.

Aplicando-se a eq. (4.5) em (4.16), e considerando-se que o sistema

esteja funcionando nas condições de equilíbrio ($\frac{dS}{dt} = 0$), tem-se:

$$S_0 - S = \theta_H \cdot \left(\frac{k \cdot X \cdot S}{K_s + S} \right) \quad \text{eq. (4.17)}$$

A combinação das eq. (4.15) e (4.17) permite que, conhecidos os coeficientes cinéticos, sejam determinados os valores da concentração de microrganismos (X) e de substrato (S), efluentes de um reator biológico de mistura completa, alimentação contínua, sem recirculação de lodo quando em regime de equilíbrio. Da eq. (4.15) vem:

$$\frac{k \cdot S}{K_s + S} = \left(\frac{1}{\theta_H} + k_d \right) \cdot \frac{1}{Y} = \frac{1}{Y \cdot \theta_H} (1 + k_d \cdot \theta_H) \quad (4.18)$$

Aplicando-se a eq. (4.18) na eq. (4.17), tem-se:

$$S_0 - S = \frac{X}{Y} \cdot (1 + k_d \cdot \theta_H) \quad \text{ou}$$

$$X = \frac{Y \cdot (S_0 - S)}{1 + k_d \cdot \theta_H} \quad (4.19)$$

Aplicando-se a eq. (4.17) na eq. (4.19), tem-se:

$$1 + k_d \cdot \theta_H = \frac{Y \cdot \theta_H \cdot k \cdot S}{K_s + S} \quad \text{ou}$$

$$K_s + S + K_s \cdot k_d \cdot \theta_H + S \cdot k_d \cdot \theta_H - Y \cdot \theta_H \cdot k \cdot S = 0$$

$$K_s \cdot (1 + \theta_H \cdot k_d) + S \cdot (1 + \theta_H \cdot k_d - Y \cdot \theta_H \cdot k) = 0$$

$$S = \frac{K_s \cdot (1 + \theta_H \cdot k_d)}{\theta_H \cdot (Y \cdot k - k_d) - 1} \quad (4.20)$$

4.3.2 Instalações Utilizadas

Para o desenvolvimento desta primeira fase do estudo experimental, foi necessária a montagem de seis reatores de aeração tipo mistura completa, de escoamento contínuo, sem recirculação de lodo, alimentados com água residuária de mesmas características qualitativas, porém com vazões diferentes e crescentes, de forma que fossem obtidos diferentes e decrescentes tempos de detenção hidráulico em cada reator. Como não se trabalhou com a recirculação de lodo, teve-se uma igualdade entre os tempos de detenção hidráulico e celular (idade do lodo).

Cada reator, executado em acrílico, foi provido de:

- a) sistema de alimentação contínua, proporcionado por bomba peristáltica;
 - b) sistema de aeração, proporcionado por bomba de aquário e pedras porosas;
 - c) extravasor de superfície para manutenção do volume constante do reator
- e,

d) descarga de fundo para as operações de esvaziamento e limpeza do reator.

A FIG. 4.5 ilustra a montagem dos 6 reatores contínuos, conforme descrito anteriormente.

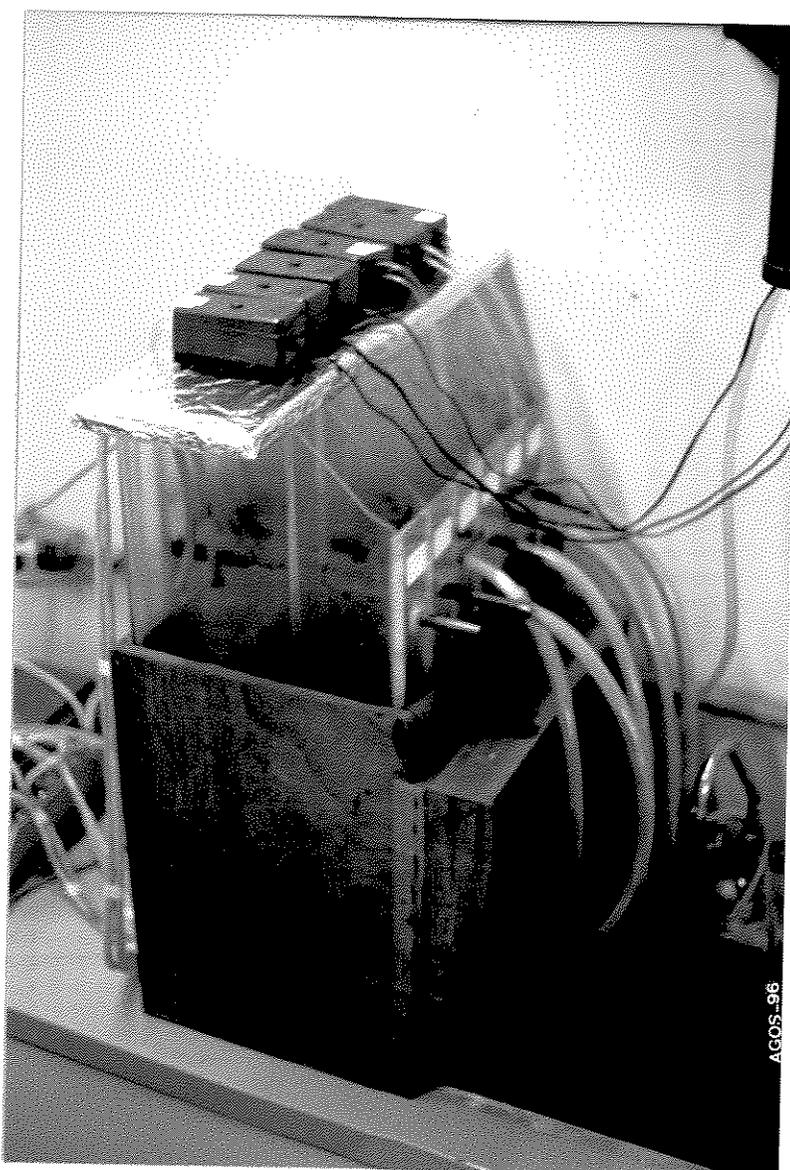


Figura 4.5 - Montagem dos 6 reatores de fluxo contínuo e mistura completa.

A bomba peristáltica utilizada, fabricada por MSG Barnant Company, modelo Masterflex Pump Drive, permitiu a instalação de dez rotores onde foram instaladas as mangueiras flexíveis de diâmetros diferentes, para proporcionar vazões diferenciadas em cada reator, utilizando-se uma mesma rotação de funcionamento para todos os rotores.

A FIG. 4.6 apresenta a fotografia da bomba peristáltica e dos recipientes de controle de volume bombeado aos reatores.

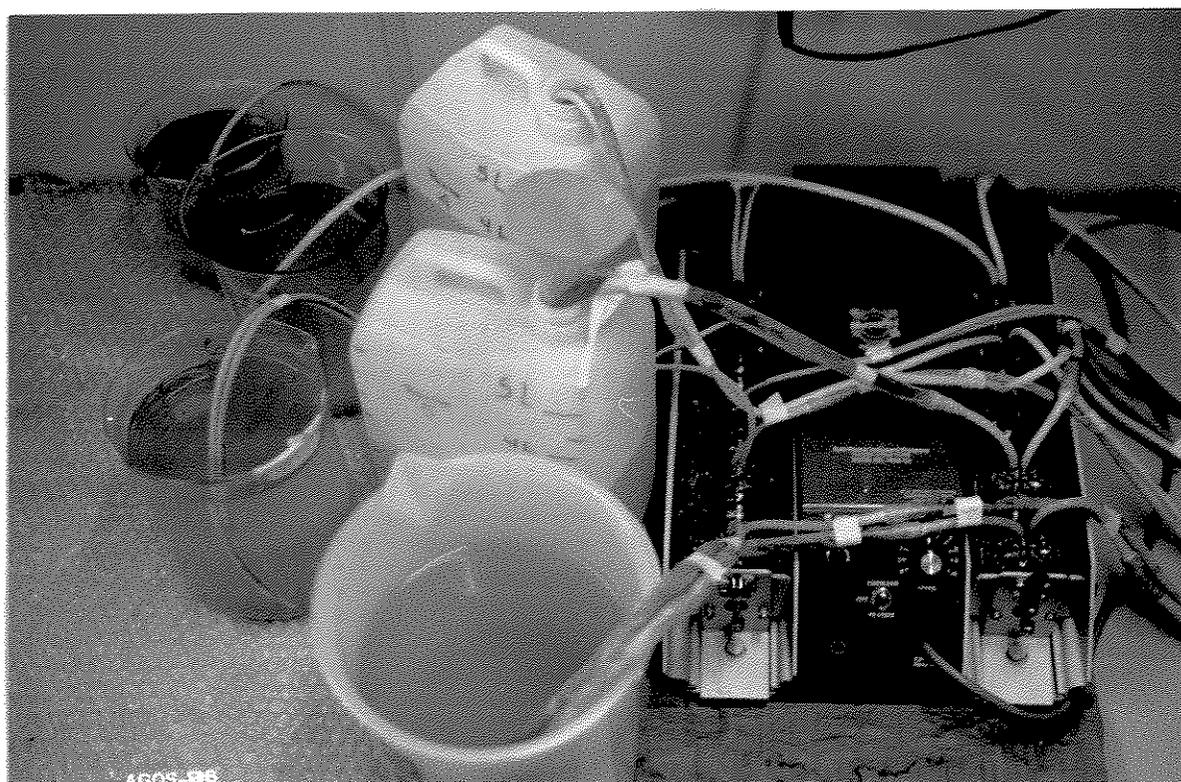


Figura 4.6 - Bomba peristáltica e recipientes de controle de volume bombeado aos reatores.

4.3.3 Metodologia

O substrato utilizado, conforme já citado, foi o sobrenadante dos tanques de tratamento físico-químico das instalações do STAR-JF. As amostras desse despejo foram coletadas, acondicionadas em tambor de 180 litros para homogeneização e caracterização qualitativa (pH, temperatura, série de sólidos, DBO, DQO), e dividida em recipientes menores para preservação em geladeira.

Foi feita a inoculação de cada reator de escoamento contínuo, em cerca de 20% de seus volumes úteis, com lodo ativado proveniente do STAR-JF. Todas as vazões de alimentação foram calibradas duas vezes ao dia, diferenciando-se seus respectivos valores de tempo de detenção hidráulico e celular, procurando variá-los entre 1 e 8 dias. A alimentação de cada reator foi feita a partir de béqueres contendo o substrato já citado, cujo teor de nutrientes foi corrigido, acrescentando-se 20 mg/L, em termos de nitrogênio, na forma de uréia, e 5 mg/L, em termos de fósforo, na forma de sódio fosfato bibásico heptahidratado.

Os béqueres de alimentação de cada reator foram preenchidos com quantidades pré-determinadas para aferição dos volumes recalcados pela bomba peristáltica. A reposição com o substrato foi feita a cada período de 12 horas.

Estimou-se a necessidade de duas semanas para a obtenção das condições de equilíbrio em cada reator, baseado nos tempos de detenção hidráulico calculados, além de três semanas para a coleta de amostras e determinações de parâmetros qualitativos, que permitiram o levantamento dos coeficientes cinéticos da biodegradação aeróbia da água residuária estudada.

Todas as análises foram realizadas no Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil da Unicamp, conforme padronização apresentada pelo STANDARD METHODS (1992) e por NOUR(1994).

4.4 ENSAIOS DE LODOS ATIVADOS POR BATELADA

A seguir, serão apresentados equacionamentos relativos a reatores por batelada, com recirculação de lodo e detalhes sobre a fase experimental.

4.4.1 Equacionamento para Reatores por Batelada, com Recirculação de Lodo

Os reatores de alimentação contínua de mistura completa com recirculação de lodo, conforme o esquema apresentado na FIG. 4.7, podem ter a sua cinética celular governada pelo seguinte equacionamento:

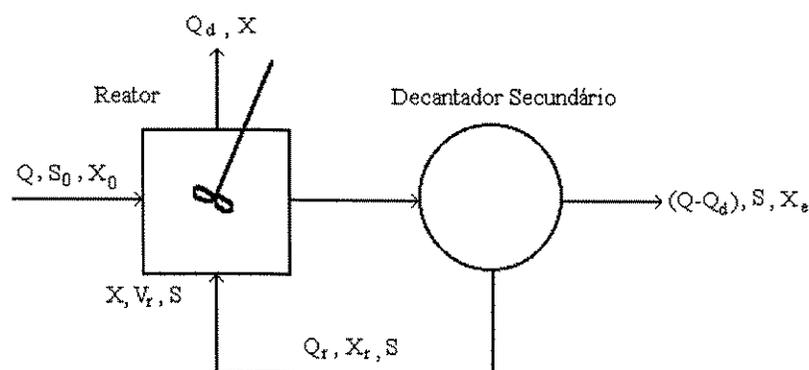


Figura 4.7- Configuração esquemática de um reator biológico de alimentação contínua e mistura completa, com recirculação de lodo.

Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY (1991).

O balanço de massa sobre a concentração de microrganismos fornece:

$$\frac{dX}{dt} \cdot V_r = Q \cdot X_0 - [Q_d \cdot X + (Q - Q_d) \cdot X_e] + V_r \cdot (r'_g) \quad (4.21)$$

onde:

Q_r : vazão de recirculação de lodo;

Q_d : vazão de descarte do volume homogeneizado do reator;

X_r : concentração de microrganismos na recirculação de lodo, dada em massa/unidade de volume e,

X_e : concentração de microrganismos no efluente do decantador secundário, dada em massa/unidade de volume.

Substituindo-se as eq. (4.5) e (4.11) em (4.21), e admitindo-se que as condições de equilíbrio ($\frac{dX}{dt}$) sejam alcançadas, tem-se:

$$\frac{Q_d \cdot X + (Q - Q_d) \cdot X_e}{V_r \cdot X} = -Y \cdot \frac{r_{su}}{X} - k_d \quad (4.22)$$

Para o sistema em pauta, o tempo de detenção celular ($\theta_c = X \cdot \frac{dt}{dX}$), pode ser calculado como:

$$\theta_c = \frac{V_r \cdot X}{Q_d \cdot X + (Q - Q_d) \cdot X_e} \quad (4.23)$$

Assim, substituindo-se a eq. (4.23) na eq. (4.22), teremos:

$$\frac{1}{\theta_c} = -Y \cdot \frac{r_{su}}{X} - k_d \quad (4.24)$$

A concentração de equilíbrio de microrganismos no sistema pode ser calculada como se segue, aplicando-se a eq. (4.7) na eq. (4.24), e resolvendo para X:

$$Y \cdot \frac{\left[\frac{(S_0 - S)}{\theta_H} \right]}{X} = \frac{1}{\theta_c} + k_d = \frac{1 + k_d \cdot \theta_c}{\theta_c}$$

$$\therefore X = \left(\frac{\theta_c}{\theta_H} \right) \cdot \frac{Y \cdot (S_0 - S)}{1 + k_d \cdot \theta_c} \quad (4.25)$$

Da mesma forma, pode-se calcular a concentração de substrato efluente do reator (S), a partir das eq. (4.24) e (4.5):

$$\frac{1}{\theta_c} = + \frac{Y \cdot k \cdot S}{K_s + S} - k_d \Rightarrow \frac{Y \cdot k \cdot S}{K_s + S} = \frac{1 + k_d \cdot \theta_c}{\theta_c}$$

$$\frac{K_s + S}{Y \cdot k \cdot S} = \frac{K_s}{Y \cdot k \cdot S} + \frac{1}{Y \cdot k} = \frac{\theta_c}{1 + k_d \cdot \theta_c}$$

$$\frac{K_s}{Y \cdot k \cdot S} = \frac{\theta_c}{1 + k_d \cdot \theta_c} - \frac{1}{Y \cdot k} = \frac{\theta_c \cdot Y \cdot k - 1 - k_d \cdot \theta_c}{Y \cdot k \cdot (1 + k_d \cdot \theta_c)} = \frac{\theta_c \cdot (Y \cdot k - k_d) - 1}{Y \cdot k \cdot (1 + k_d \cdot \theta_c)}$$

$$\frac{K_s}{Y.k.S} = \frac{\theta_c}{1+k_d.\theta_c} - \frac{1}{Y.k} = \frac{\theta_c.Y.k-1-k_d.\theta_c}{Y.k.(1+k_d.\theta_c)} = \frac{\theta_c.(Y.k-k_d)-1}{Y.k.(1+k_d.\theta_c)}$$

Invertendo-se a equação $\frac{K_s}{Y.k.S} = \frac{\theta_c.(Y.k-k_d)-1}{Y.k.(1+k_d.\theta_c)}$, tem-se:

$$\boxed{S = \frac{K_s.(1+k_d.\theta_c)}{\theta_c.(Y.k-k_d)-1}} \quad (4.26)$$

4.4.2 Instalações Utilizadas

Para a avaliação da aplicabilidade dos modelos cinéticos a reatores tipo lodos ativados com fluxo intermitente, foram montados cinco reatores, cada um operando com tempos de detenção hidráulicos idênticos e idade do lodo variável entre 2 e 20 dias.

Os reatores foram constituídos por béqueres graduados com volume útil de 4,0 litros, providos de sistema de aeração contínua através do uso de aeradores do tipo aquário, com difusores por pedras porosas no fundo dos reatores, conforme a FIG. 4.8, a seguir.



Figura 4.8 - Reatores tipo lodos ativados com fluxo intermitente, constituídos por béqueres.

Os reatores foram operados de maneira idêntica, alterando-se, apenas, o volume de descarte diário de lodo , para diferenciação dos tempos de detenção celular.

O início de funcionamento do sistema foi proporcionado pela inoculação de 20% do volume útil de cada reator (800 mL) com lodo ativado proveniente dos tanques de aeração do STAR-JF e adição de substrato da mesma indústria da primeira fase do estudo experimental. Os ciclos de funcionamento dos reatores obedeceram às seguintes operações realizadas sequencialmente:

- a) **período de enchimento:** instantâneo, correspondente a um volume de 50% do reator, com a introdução de aeração;
- b) **período de aeração (reação):** 6 horas com introdução de aeração;
- c) **descarte de lodo:** com a aeração ligada para proporcionar uma perfeita homogeneização do volume dos reatores. Foram retirados os seguintes volumes de cada reator:
 - **reator 1:** 2.000 mL (50,0%), correspondente a uma idade do lodo de 2 dias (1/0,5);
 - **reator 2:** 1.000 mL (25,0%), correspondente a uma idade do lodo de 4 dias (1/0,25);

- **reator 3:** 500 mL (12,5%), correspondente a uma idade do lodo de 8 dias ($1/0,125$);
- **reator 4:** 300 mL (7,5%), correspondente a uma idade do lodo de 13,33 dias ($1/0,075$) e,
- **reator 5:** 200 mL (5,0%), correspondente a uma idade do lodo de 20 dias ($1/0,05$);

d) período de sedimentação: 1,5 horas, com interrupção da aeração;

e) descarte de sobrenadante: feito até o nível médio dos reatores (2.000 mL), preservando-se o volume de lodo sedimentado e,

f) período de repouso: 16,5 horas com aeração, completando-se o tempo de um ciclo completo de 24 horas.

Cada reator foi operado de forma a desenvolver um ciclo por dia, como pode ser evidenciado pela somatória dos períodos parciais de cada ciclo. Desta forma, o tempo de detenção hidráulico (θ_H), utilizado para cálculo dos coeficientes cinéticos, foi igual a 1 dia em todos os reatores ensaiados.

Estimou-se a necessidade do desenvolvimento de ensaios por um período ininterrupto de 20 dias para a obtenção das condições de equilíbrio dos reatores, baseado nos tempos de detenção hidráulicos acima calculados.

As amostras do substrato afluente foram caracterizadas qualitativamente (pH, temperatura, série de sólidos, DBO, DQO).

As amostras do sobrenadante, depois de um período de sedimentação de 1,5 horas, foram caracterizadas após a obtenção das condições de equilíbrio. Durante a fase de obtenção das condições de equilíbrio, foram determinados, diariamente, apenas os valores de temperatura, pH, além de SSV do conteúdo homogeneizado dos reatores e o IVL a cada três dias.

5 RESULTADOS: APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO

Neste capítulo, serão apresentados os resultados obtidos para os reatores de fluxo contínuo e mistura completa e para os reatores de lodos ativados por batelada (intermitentes).

Foram feitos testes com os equipamentos, principalmente em relação à bomba peristáltica, cuja calibração foi de difícil acerto. Sanado esse problema, tiveram início os ensaios com os reatores contínuos.

O equipamento utilizado para os reatores por batelada foi de manuseio simples. Além da aeração por difusores e pedras porosas, houve a tentativa de proporcionar a agitação da mistura líquida através de paletas rotativas do aparelho “Jar-test”, porém, não foi necessário, uma vez que a aeração mostrou-se suficiente. Esses dois mecanismos funcionando ao mesmo tempo poderiam causar a quebra dos flocos de lodo.

5.1 REATORES CONTÍNUOS

5.1.1 Vazões de Alimentação e Tempos de Detenção

As vazões afluentes aos reatores de escoamento contínuo foram calibradas conforme anteriormente descrito. Os valores apresentados na TAB. 5.1 representam a média das vazões medidas no respectivo dia, e em cada reator.

Tabela 5.1 - Aferição de vazões médias afluentes aos reatores de escoamento contínuo, dadas em mL/d.

Reatores						
Data	1	2	3	4	5	6
08/04/96	588,77	1.310,48	2.233,68	2.529,18	4.513,89	4.395,60
10/04/96	576,24	1.208,18	2.124,18	2.083,33	4.140,13	4.123,71
12/04/96	578,81	881,95	1.450,89	2.434,46	4.304,64	4.123,71
15/04/96	600,18	1.321,14	2.096,77	2.398,52	4.513,89	4.210,53
16/04/96	586,11	1.340,21	2.304,96	2.173,91	4.513,89	4.166,67
17/04/96	616,70	1.377,12	2.272,73	2.398,52	4.642,86	4.494,38
18/04/96	612,05	1.566,26	2.117,26	2.888,89	3.513,51	4.000,00
20/04/96	661,91	1.323,83	2.346,57	2.559,06	4.276,32	4.040,40
21/04/96	556,51	1.177,54	2.256,94	2.063,49	4.333,33	3.960,40
22/04/96	505,05	1.181,82	1.775,96	2.210,88	3.939,39	4.081,63
23/04/96	598,53	1.277,01	2.355,07	2.389,71	4.452,06	4.444,44
24/04/96	460,34	1.300,00	2.389,71	2.018,63	4.779,41	4.301,08

De posse dos valores das vazões médias e do volume útil de trabalho de cada reator (6.500 mL para os reatores 1, 2, 3, 4 e 5, e 4.000 mL para o reator 6), calcularam-se os valores do tempo médio de detenção hidráulico para cada reator, apresentados na TAB. 5.2.

Tabela 5.2 - Valores de tempo de detenção hidráulico (θ_H) para cada reator de escoamento contínuo, dados em dias.

Reatores						
Data	1	2	3	4	5	6
08/04/96	11,04	4,96	2,91	2,57	1,44	0,91
10/04/96	11,28	5,38	3,06	3,12	1,57	0,97
12/04/96	11,23	7,37	4,48	2,67	1,51	0,97
15/04/96	10,83	4,92	3,10	2,71	1,44	0,95
16/04/96	11,09	4,85	2,82	2,99	1,44	0,96
17/04/96	10,54	4,72	2,86	2,71	1,40	0,89
18/04/96	10,62	4,15	3,07	2,25	1,85	1,00
20/04/96	9,82	4,91	2,77	2,54	1,52	0,99
21/04/96	11,68	5,52	2,88	3,15	1,50	1,01
22/04/96	12,87	5,50	3,66	2,94	1,65	0,98
23/04/96	10,86	5,09	2,76	2,72	1,46	0,90
24/04/96	14,12	5,00	2,72	3,22	1,36	0,93
Média	11,33	5,20	3,09	2,80	1,51	0,96

Algumas dificuldades surgiram no acerto de vazões de alimentação de cada reator, principalmente em função da pequena vazão de bombeamento necessária para a manutenção de tempos de detenção elevados, como os usados nos reatores 1 e 2. A rotação de trabalho da bomba peristáltica, teve que ser ajustada muito próxima de seu ponto mínimo operacional, dificultando os ajustes iniciais.

5.1.2 Caracterização Qualitativa do Substrato Utilizado

Para os reatores de escoamento contínuo foram utilizadas amostras coletadas no STAR-JF, após tratamento físico-químico, como previsto. Em função do volume diário utilizado e da dificuldade de preservação de grandes volumes de amostra, as coletas foram executadas em dias pré-programados conforme houvesse necessidade e disponibilidade de transporte, outra dificuldade encontrada no desenvolvimento do estudo experimental.

Conforme pode ser observado na TAB. 5.3, as características qualitativas das amostras sofreram variações inevitáveis, as quais, certamente, prejudicaram a estabilização das condições de equilíbrio nos reatores. Outro fator imprevisto foram os baixos valores de carga orgânica das amostras em termos de DBO_5 , muito inferiores às esperadas (ver TAB. 4.2).

Tabela 5.3 - Análise qualitativa dos efluentes industriais, para cada amostra coletada.

(continua)

Parâmetro	1ª Coleta do Efluente Industrial	2ª Coleta do Efluente Industrial
DATA	27/03/96	16/04/96
DQO_{total} (mg/L)	530	1.405
$DQO_{diss.}$ (mg/L)	–	–
$DBO_{5, total}$ (mg/L)	–	–
$DBO_{5, dissolvida}$ (mg/L)	100	78
SS (mL/L)	0	0
ST (mg/L)	1.050	704
STF (mg/L)	839	54
STV (mg/L)	211	650

Tabela 5.3 - Análise qualitativa dos efluentes industriais, para cada amostra coletada.

(conclusão)

Parâmetro	1ª Coleta do Efluente Industrial	2ª Coleta do Efluente Industrial
SST (mg/L)	6	11
SSF (mg/L)	2	8
SSV (mg/L)	4	3
SDT (mg/L)	1.044	693
SDF (mg/L)	837	53
SDV (mg/L)	207	640
pH	7,54	7,10
TEMPERATURA (°C)	22	21

5.1.3 Série de Sólidos, IVL, pH e Temperatura

Tendo em vista a determinação das constantes cinéticas de biodegradação aeróbia do despejo, o que só é possível em condições de equilíbrio e regime permanente, em termos de sólidos biológicos e consumo de substrato no interior dos reatores, foram monitorados os valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura para cada reator, durante um período de estabilização superior ao do maior tempo de detenção hidráulico em operação. Tais resultados são apresentados nas TAB. 5.4 a 5.9, respectivamente, para os reatores de 1 a 6.

Em seqüência a cada tabela, são apresentadas as FIG. 5.1 a 5.12, correspondentes às curvas de variação dos valores de SSV e IVL, respectivamente para cada reator em operação, em função do tempo. Tais parâmetros foram destacados pela sua importância e estrita relação com o bom funcionamento do

processo de lodos ativados, sendo os SSV, relacionados diretamente com a concentração de massa biológica ativa no processo de biodegradação e o IVL, parâmetro possível avaliador das características de sedimentabilidade do lodo ativado, fundamental para a clarificação dos despejos tratados.

Tabela 5.4 - Valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, do reator contínuo 1.

DATA	DIAS DE OPERAÇÃO (DIAS)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	IVL (mL/g)	pH	TEMPERATURA (°C)
28/03/96	1	725	174	551			
01/04/96	5	548	130	418			
02/04/96	6	590	137	453			
03/04/96	7	136	132	4			
04/04/96	8	491	113	378			
08/04/96	12	383	54	329			
09/04/96	13	171	40	131			
10/04/96	14	426	97	329	70,40		
11/04/96	15	387	91	296		7,0	
17/04/96	21	213	49	164			
18/04/96	22	191	44	147			
19/04/96	23	214	53	161	46,73		
20/04/96	24	192	47	145			
21/04/96	25	176	36	140			
22/04/96	26	147	30	117			
23/04/96	27	148	37	111	67,57	7,0	
24/04/96	28	129	30	99			
25/04/96	29	124	26	98	40,32	7,0	22,0
26/04/96	30	114	25	89			
27/04/96	31	108	25	83	< 46,30	7,0	20,0
28/04/96	32	89	19	70			
29/04/96	33	81	19	62			
30/04/96	34	80	18	62			
01/05/96	35	76	14	62		7,5	21,0

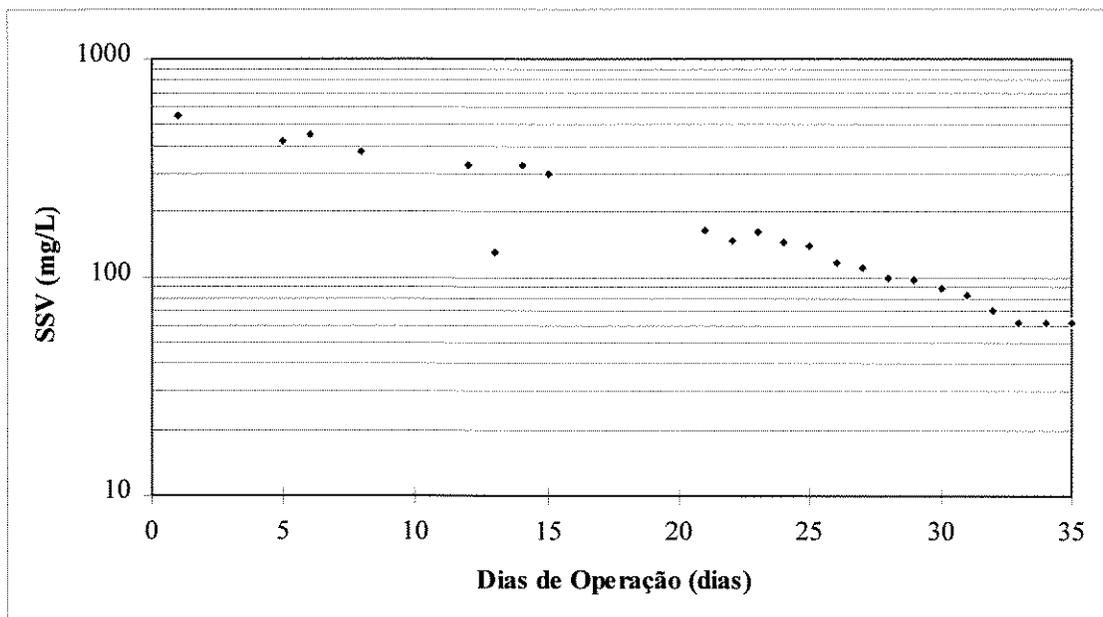


Figura 5.1 - Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 1.

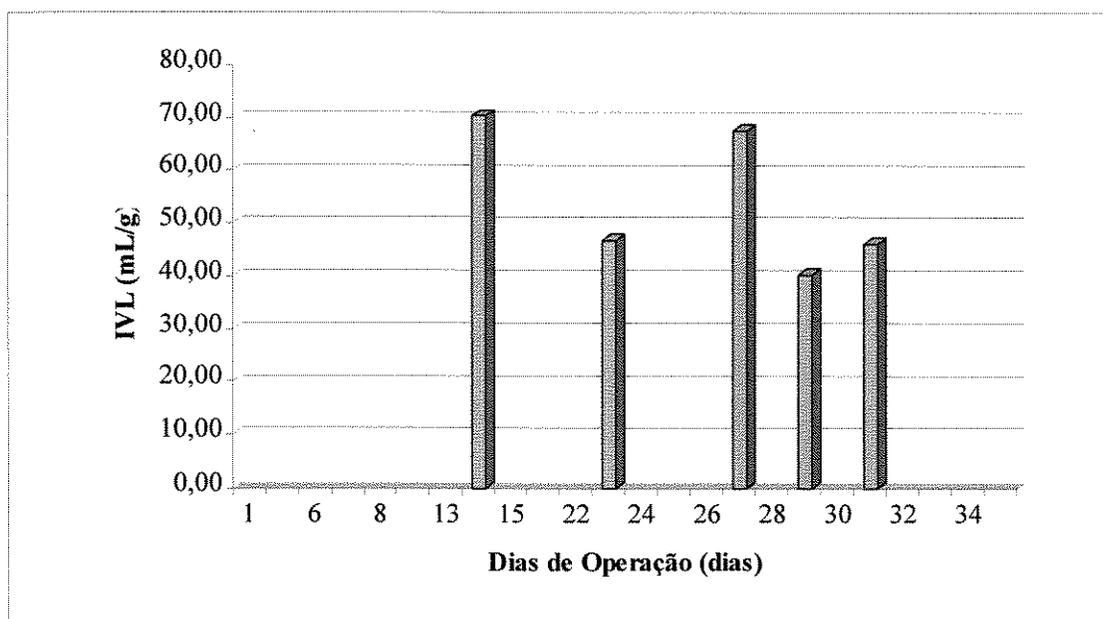


Figura 5.2 - Índice de volume de lodo (IVL), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 1.

Tabela 5.5 - Valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, do reator contínuo 2.

DATA	DIAS DE OPERAÇÃO (DIAS)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	IVL (mL/g)	pH	TEMPERATURA (°C)
28/03/96	1	548	134	414			
01/04/96	5	438	104	334			
02/04/96	6	340	78	262			
03/04/96	7	430	114	316			
04/04/96	8	408	88	320			
08/04/96	12	284	32	252			
09/04/96	13	98	21	77			
10/04/96	14	267	60	207	74,90		
11/04/96	15	225	54	171		7,2	
17/04/96	21	87	19	68			
18/04/96	22	77	16	61			
19/04/96	23	78	18	60	< 64,10		
20/04/96	24	64	12	52			
21/04/96	25	56	7	49			
22/04/96	26	55	9	46			
23/04/96	27	51	12	39	< 98,04	7,0	
24/04/96	28	46	9	37			
25/04/96	29	45	8	37	< 111,11	7,0	21,0
26/04/96	30	56	13	43			
27/04/96	31	40	7	33	< 125,00	7,0	20,0
28/04/96	32	35	6	29			
29/04/96	33	39	8	31			
30/04/96	34	34	6	28			
01/05/96	35	31	4	27		7,0	21,0

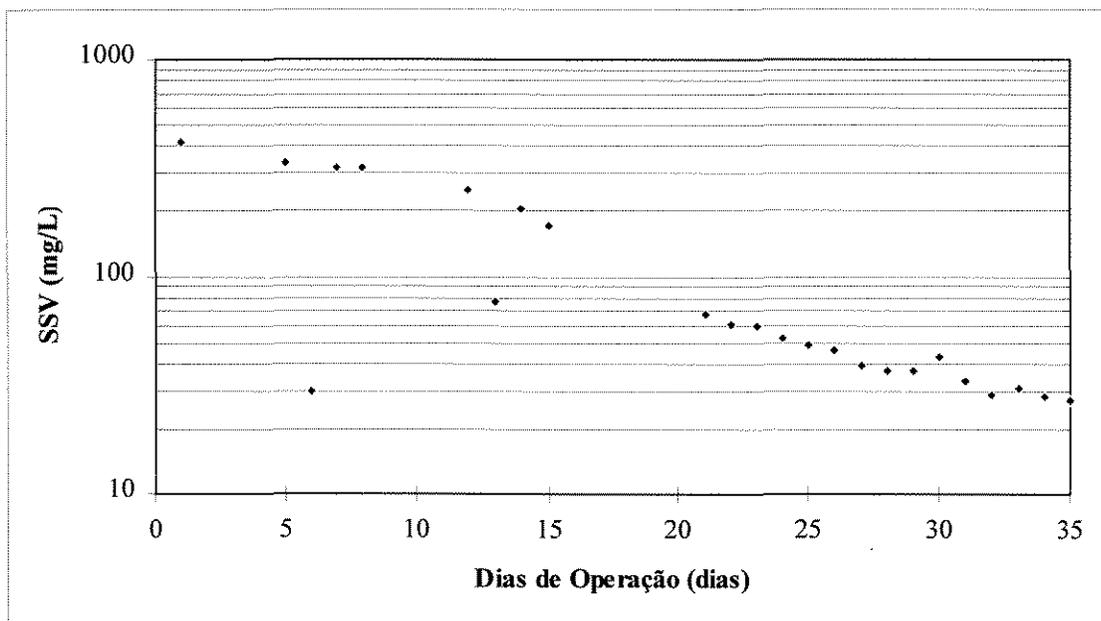


Figura 5.3 - Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 2.

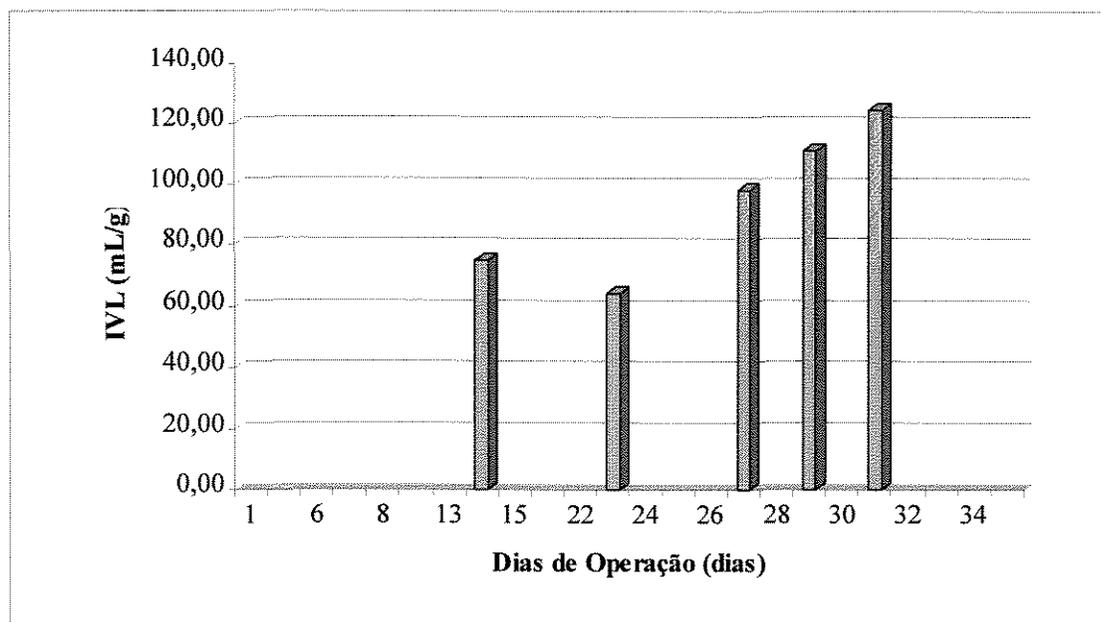


Figura 5.4 - Índice de volume de lodo (IVL), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 2.

Tabela 5.6 - Valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, do reator contínuo 3.

DATA	DIAS DE OPERAÇÃO (DIAS)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	IVL (mL/g)	pH	TEMPERATURA (°C)
28/03/96	1	435	102	333			
01/04/96	5	97	19	78			
02/04/96	6	38	8	30			
03/04/96	7	174	44	130			
04/04/96	8	80	13	67			
08/04/96	12	10	1	9			
09/04/96	13	20	4	16			
10/04/96	14	157	32	125	31,80		
11/04/96	15	245	52	193		7,5	
17/04/96	21	29	5	24			
18/04/96	22	26	4	22			
19/04/96	23	48	10	38	< 104,17		
20/04/96	24	47	6	41			
21/04/96	25	42	5	37			
22/04/96	26	129	21	108			
23/04/96	27	98	18	80	< 51,02	7,0	
24/04/96	28	76	14	62			
25/04/96	29	23	3	20	< 217,39	7,0	22,0
26/04/96	30	34	7	27			
27/04/96	31	17	4	13	< 294,12	7,0	21,0
28/04/96	32	12	2	10			
29/04/96	33	14	4	10			
30/04/96	34	64	19	45			
01/05/96	35	12	1	11		7,0	21,0

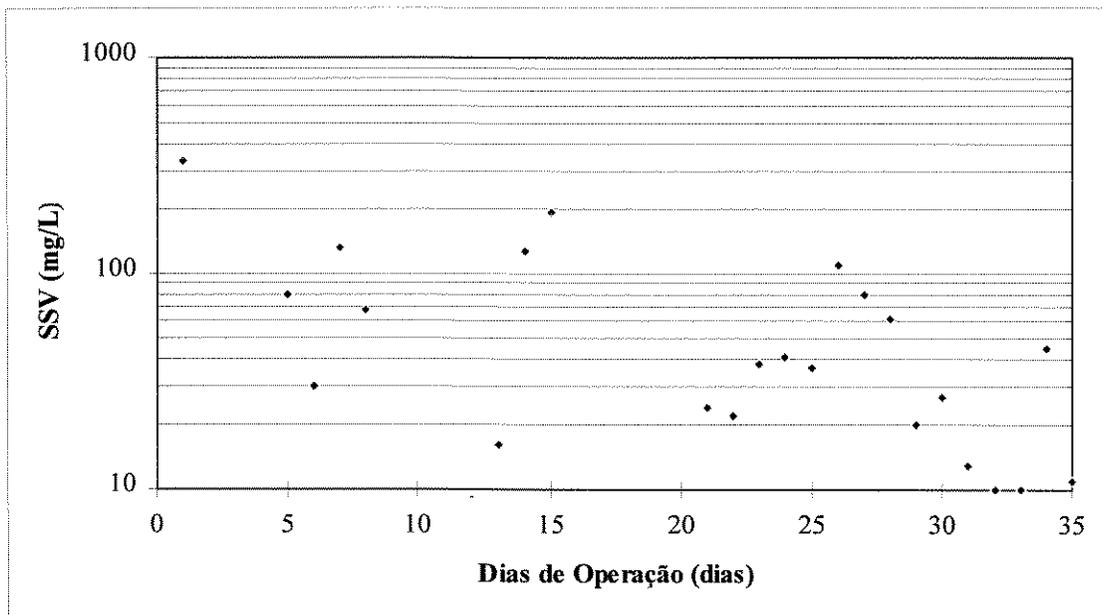


Figura 5.5 - Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 3.

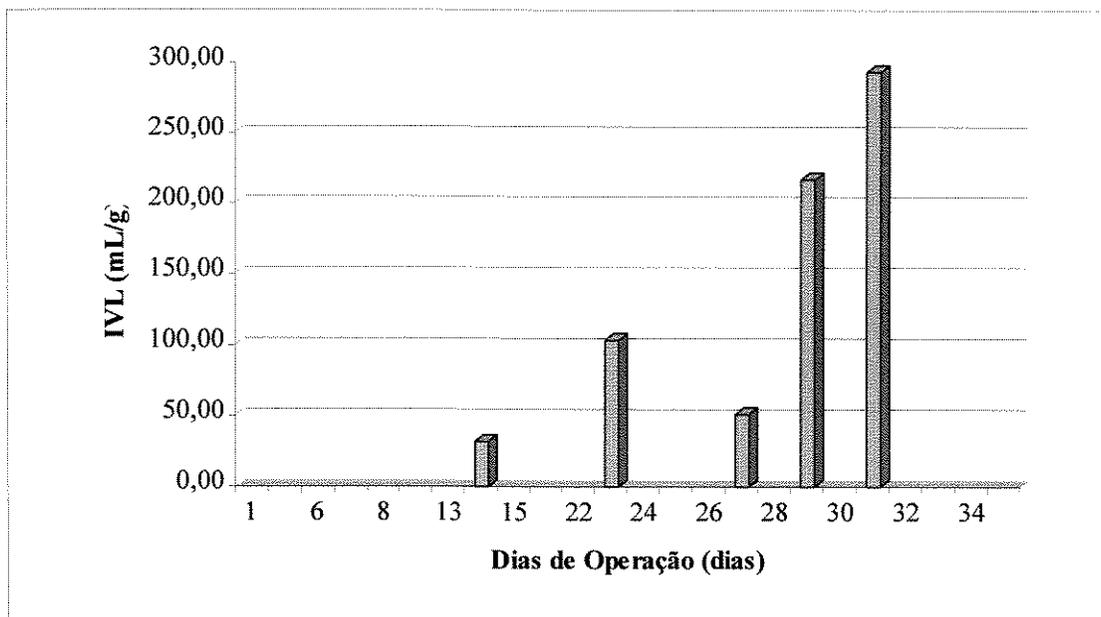


Figura 5.6 - Índice de volume de lodo (IVL), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 3.

Tabela 5.7 - Valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, do reator contínuo 4.

DATA	DIAS DE OPERAÇÃO (DIAS)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	IVL (mL/g)	pH	TEMPERATURA (°C)
28/03/96	1	440	108	332			
01/04/96	5	142	30	112			
02/04/96	6	74	20	54			
03/04/96	7	1.998	28	1.970			
04/04/96	8	73	13	60			
08/04/96	12	28	4	24			
09/04/96	13	24	5	19			
10/04/96	14	32	4	28	78,10		
11/04/96	15	158	31	127		7,2	
17/04/96	21	46	7	39			
18/04/96	22	43	6	37			
19/04/96	23	49	10	39	< 102,04		
20/04/96	24	37	5	32			
21/04/96	25	39	7	32			
22/04/96	26	40	2	38			
23/04/96	27	42	8	34	< 119,05	7,0	
24/04/96	28	62	12	50			
25/04/96	29	64	12	52	< 78,12	7,0	22,0
26/04/96	30	56	10	46			
27/04/96	31	56	11	45	< 89,29	7,0	20,0
28/04/96	32	41	7	34			
29/04/96	33	37	8	29			
30/04/96	34	42	8	34			
01/05/96	35	24	2	22		7,0	21,0

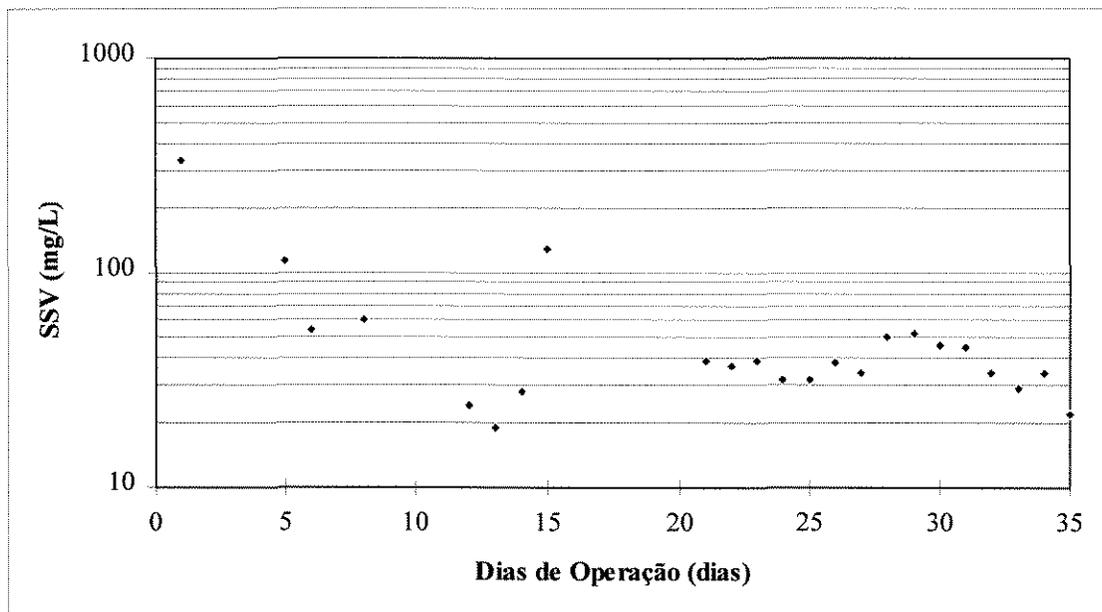


Figura 5.7 - Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 4.

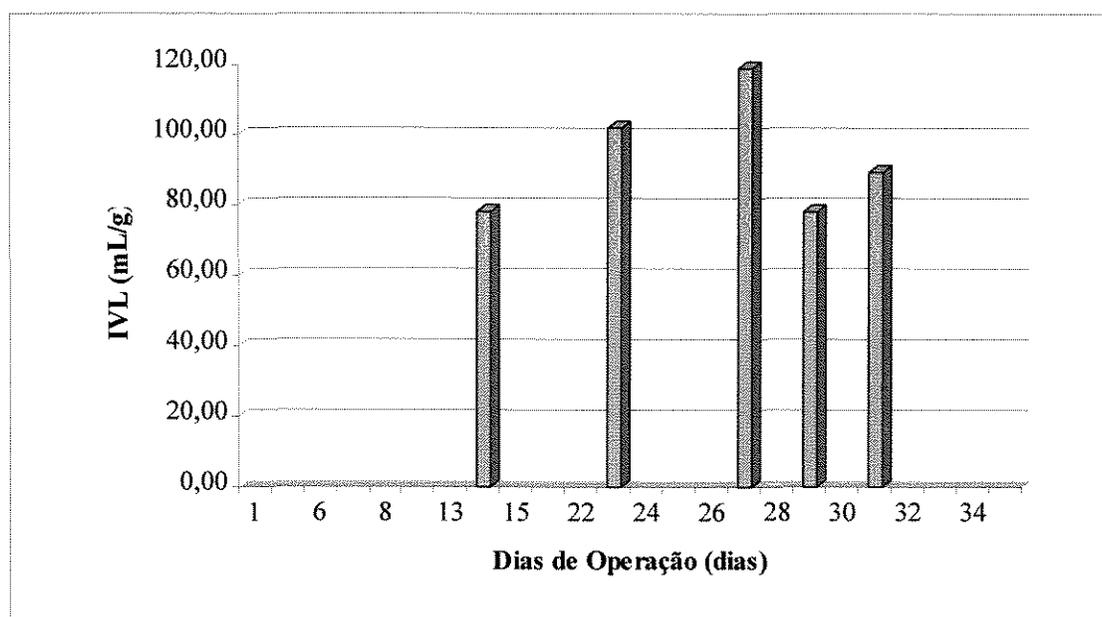


Figura 5.8 - Índice de volume de lodo (IVL), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 4.

Tabela 5.8 - Valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, do reator contínuo 5.

DATA	DIAS DE OPERAÇÃO (DIAS)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	IVL (mL/g)	pH	TEMPERATURA (°C)
28/03/96	1	340	76	264			
01/04/96	5	18	8	10			
02/04/96	6	24	6	18			
03/04/96	7	72	14	58			
04/04/96	8	98	15	83			
08/04/96	12	60	10	50			
09/04/96	13	31	4	27			
10/04/96	14	74	11	63	33,80		
11/04/96	15	189	35	154		7,2	
17/04/96	21	23	1	22			
18/04/96	22	78	13	65			
19/04/96	23	89	15	74	< 56,18		
20/04/96	24	56	9	47			
21/04/96	25	44	5	39			
22/04/96	26	142	26	116			
23/04/96	27	56	8	48	< 89,29	7,2	
24/04/96	28	57	10	47			
25/04/96	29	82	14	68	< 60,98	7,2	22,0
26/04/96	30	78	11	67			
27/04/96	31	64	11	53	< 78,12	7,2	20,0
28/04/96	32	52	9	43			
29/04/96	33	77	14	63			
30/04/96	34	179	35	144			
01/05/96	35	62	7	55		7,0	21,0

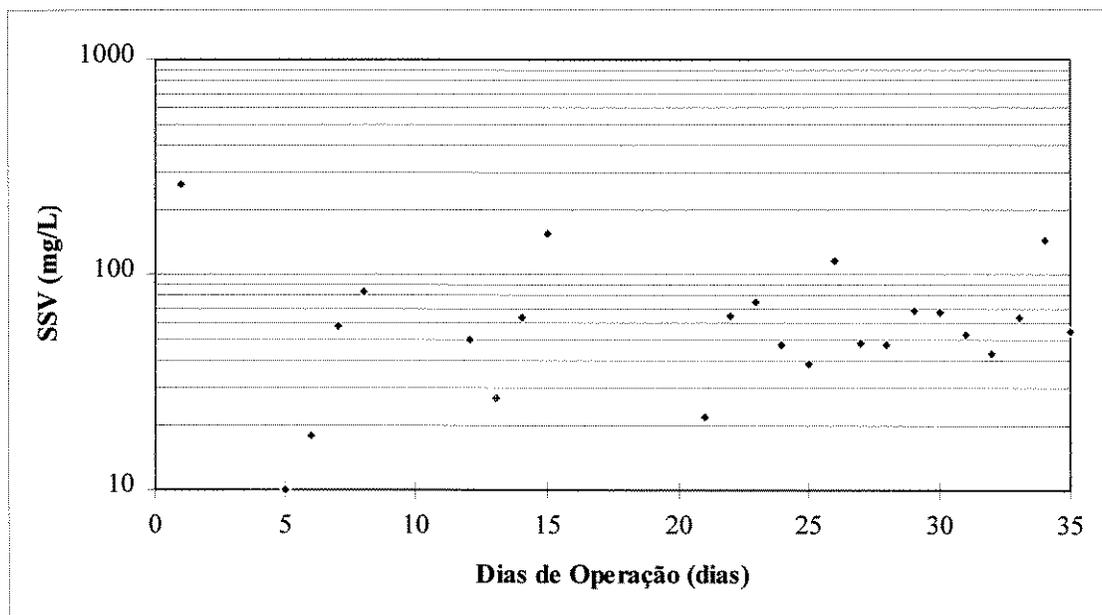


Figura 5.9 - Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 5.

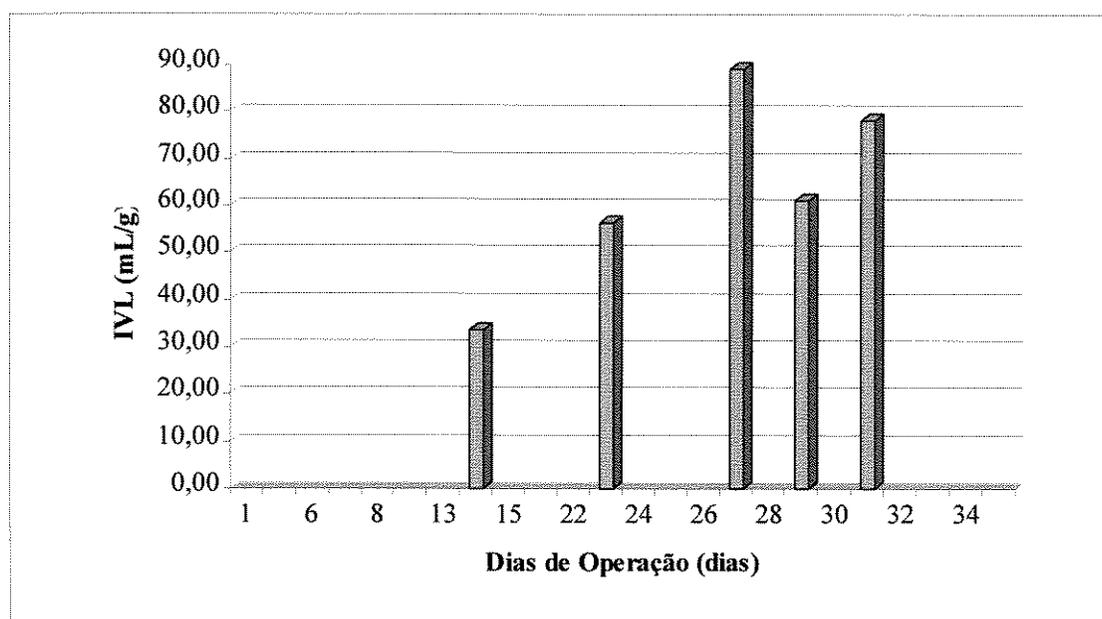


Figura 5.10 - Índice de volume de lodo (IVL), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 5.

Tabela 5.9 - Valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, do reator contínuo 6.

DATA	DIAS DE OPERAÇÃO (DIAS)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	IVL (mL/g)	pH	TEMPERATURA (°C)
28/03/96	1	316	72	244			
01/04/96	5	30	5	25			
02/04/96	6	24	4	20			
03/04/96	7	44	10	34			
04/04/96	8	51	5	46			
08/04/96	12	33	6	27			
09/04/96	13	56	9	47			
10/04/96	14	46	3	43			
11/04/96	15	64	10	54		7,0	
17/04/96	21	23	2	21			
18/04/96	22	28	2	26			
19/04/96	23	56	8	48	< 89,29		
20/04/96	24	33	3	30			
21/04/96	25	3	0	3			
22/04/96	26	23	0	23			
23/04/96	27	19	3	16	< 263,16	7,2	
24/04/96	28	33	4	29			
25/04/96	29	37	4	33	< 135,14	7,0	21,0
26/04/96	30	55	21	34			
27/04/96	31	31	5	26	< 161,29	7,5	21,0
28/04/96	32	23	3	20			
29/04/96	33	33	5	28			
30/04/96	34	39	5	34			
01/05/96	35	34	4	30		7,0	21,0

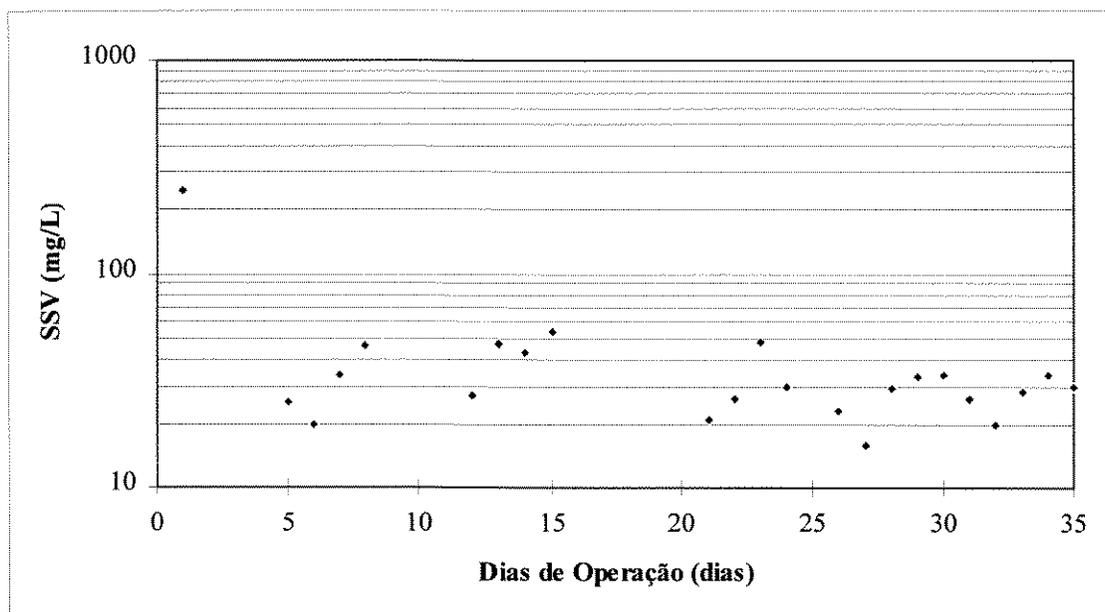


Figura 5.11 - Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 6.

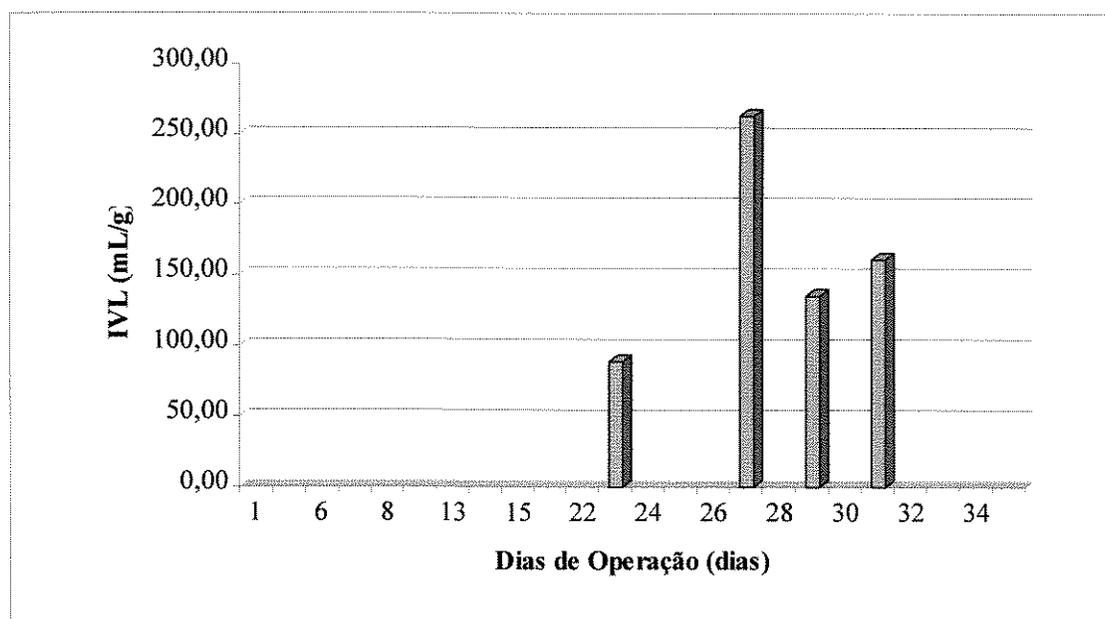


Figura 5.12 - Índice de volume de lodo (IVL), em função do tempo de operação, relativo ao reator contínuo 6.

Os dados de SSV, como era esperado, sofreram uma queda assintótica com o decorrer do período de funcionamento dos reatores, tendendo ao valor de estabilização e equilíbrio. Para os reatores com tempo de detenção maior, o tempo necessário para a estabilização foi maior. Já, para os reatores de tempo de detenção baixos (reatores 4, 5 e 6), a “estabilização”, ocorreu em poucos dias. A observação das FIG. 5.1 a 5.6, confirmam tais afirmações. Ainda com relação à série de sólidos, pode-se calcular a fração correspondente dos SSV e SSF em relação aos SST presentes nos reatores, em termos médios. Esses valores são reproduzidos na TAB. 5.10.

Tabela 5.10 - Porcentagens de SSV e SSF médias em relação aos SST presentes nos reatores

Reatores	1	2	3	4	5	6
SSF	24%	22%	20%	10%	18%	17%
SSV	76%	78%	80%	90%	82%	83%

O parâmetro IVL, como pode ser observado através das tabelas e figuras correspondentes, foi determinado esporadicamente para avaliação das características de sedimentabilidade do lodo ativado em transformação nos reatores. Em todas as determinações efetuadas, observou-se, claramente, a facilidade de sedimentação dos flocos de lodo. Como os valores de SSV, e, conseqüentemente, os de SST, sistematicamente diminuíram com o tempo, nota-se que somente os primeiros valores de IVL, determinados para cada reator, têm significado, manifestando-se muito próximos das condições ideais, segundo recomendações de

RAMALHO (1983). O mesmo autor refere-se à determinações de IVL para amostras com teor de SST variando entre 800 e 3.500 mg/L, normais em reatores de lodo ativado com recirculação de lodo, portanto, muito superior aos valores registrados nos reatores em ensaio, sem recirculação de lodo.

Os valores registrados com “<” anteriormente aos dados de IVL, corresponderam à amostras com volumes de lodo menores do que 5 mL/L, decorrentes do baixo teor de SST e SSV presentes nos reatores. Tais dados têm pouco, ou nenhum significado prático.

5.1.4 Determinação dos Parâmetros Cinéticos

As coletas dos reatores para a determinação dos parâmetros cinéticos, ocorreram em 10/04/96 e 24/04/96. Os valores de S e S_0 foram determinados em função da DBO_5 filtrada (filtro GF/C - 47 mm), respectivamente para as amostras de afluente e efluente dos reatores.

Os dados obtidos experimentalmente estão contidos na TAB. 5.11. Através desta tabela, foram confeccionadas as FIG. 5.13 e 5.14.

Tabela 5.11 - Valores obtidos experimentalmente, para reatores contínuos.

DATA DA COLETA	REATOR	X (mg/L)	θ_c (dias)	S_o (mg/L)	S (mg/L)	1/S	$\frac{(X \cdot \theta_H)}{(S_o - S)}$	$\frac{(S_o - S)}{(X \cdot \theta_H)}$	$\frac{1}{\theta_c}$
10/04/96	1 ^a	165 ^a	11,33 ^a	100 ^a	36 ^a	0,03 ^a	25,26 ^a	0,04 ^a	0,09 ^a
	2 ^a	210 ^a	5,20 ^a	100 ^a	33 ^a	0,03 ^a	14,18 ^a	0,07 ^a	0,19 ^a
	3	125	3,09	100	5	0,20	4,07	0,25	0,32
	4	55	2,80	100	27	0,04	2,11	0,47	0,36
	5	45	1,51	100	40	0,03	1,13	0,88	0,66
	6	35	0,96	100	63	0,02	0,91	1,10	1,04
24/04/96	1 ^a	99 ^a	11,33 ^a	78 ^a	4 ^a	0,25 ^a	14,76 ^a	0,07 ^a	0,09 ^a
	2 ^a	37 ^a	5,20 ^a	78 ^a	2 ^a	0,50 ^a	2,47 ^a	0,41 ^a	0,19 ^a
	3	35	3,09	78	9	0,11	1,52	0,66	0,32
	4	50	2,80	78	11	0,09	2,03	0,49	0,36
	5	50	1,51	78	15	0,07	1,16	0,86	0,66
	6	30	0,96	78	40	0,03	0,72	1,39	1,04

Nota: ^a : valores excluídos das determinações dos coeficientes cinéticos devido a possíveis erros analíticos.

Infelizmente, os dados referentes aos reatores 1 e 2 de ambas as coletas, forneceram valores não correspondentes à tendência dos demais, sendo, portanto, abolidos do cálculo dos coeficientes cinéticos. Uma possível explicação para esse fato pode apoiar-se na observação das FIG. 5.1 e 5.3, onde verifica-se, para esses reatores, a inexistência das condições de equilíbrio completamente estabelecidas.

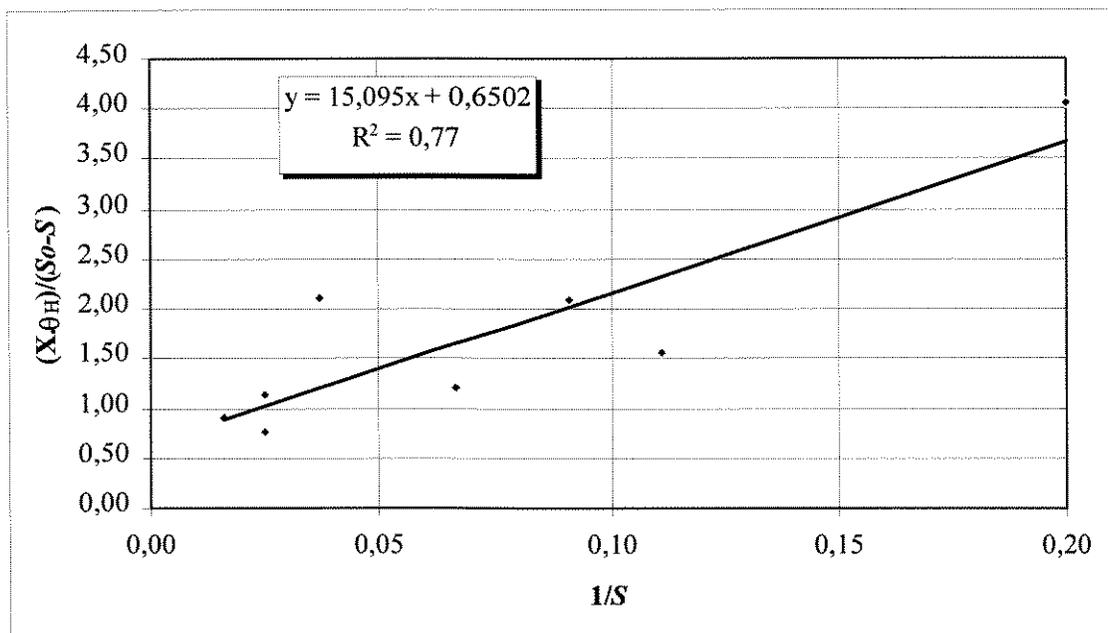


Figura 5.13 - Determinação de K_s e k , em função da variação de $\left(\frac{X \cdot \theta_H}{S_o - S}\right)$ e $1/S$.

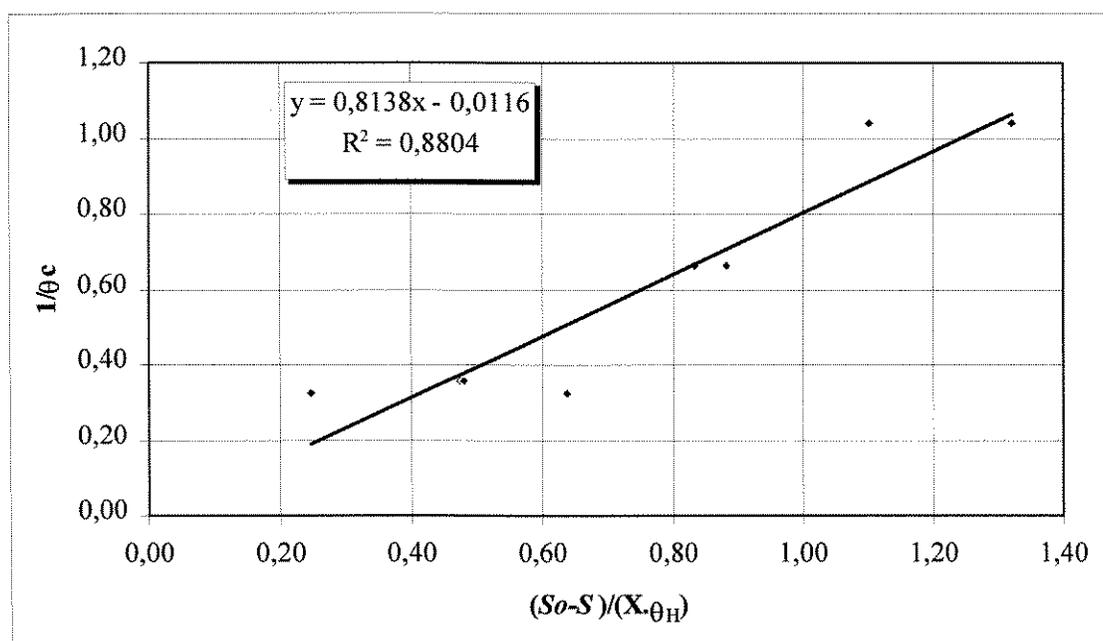


Figura 5.14 - Determinação de Y e k_d , em função da variação de $1/\theta_c$ e $\left(\frac{S_o - S}{X \cdot \theta_H}\right)$.

Pelas FIG. 5.13 e 5.14 e respectivas equações de retas que melhor se ajustaram aos dados experimentais, utilizando-se o método dos mínimos quadrados, as constantes cinéticas puderam ser determinadas para os reatores de escoamento contínuo, resultando:

- $k = 1,54$;
- $K_s = 23,2$;
- $Y = 0,81$;
- $k_d = 0,012$ e,
- $\mu_m = 1,25 \text{ d}^{-1}$.

5.2 REATORES POR BATELADA (INTERMITENTES)

5.2.1 Caracterização Qualitativa do Substrato Utilizado

Para os reatores de escoamento intermitente foram utilizadas novas amostras coletadas no STAR-JF, após tratamento físico-químico.

Conforme pode ser observado na TAB. 5.12, novamente as amostras coletadas demonstraram valores de carga orgânica aquém da esperada.

Tabela 5.12 - Análise qualitativa dos efluentes industriais, para cada amostra coletada.

Parâmetro	1ª Coleta do Efluente Industrial	2ª Coleta do Efluente Industrial
DATA	16/04/96	07/05/96
DQO _{total} (mg/L)	1.405	–
DQO _{diss.} (mg/L)	–	686
DBO _{5, total} (mg/L)	–	–
DBO _{5, dissolvida} (mg/L)	78	57
SS (mL/L)	0	0
ST (mg/L)	7.049	941
STF (mg/L)	542	414
STV (mg/L)	6.507	527
SST (mg/L)	11	10
SSF (mg/L)	8	3
SSV (mg/L)	3	7
SDT (mg/L)	7.038	931
SDF (mg/L)	534	411
SDV (mg/L)	6.504	520
pH	7,10	7,00
TEMPERATURA (°C)	21	22

5.2.2 Série de Sólidos, IVL, pH e Temperatura

Os reatores intermitentes tiveram seu início de funcionamento no dia 17/04/96, após a coleta de efluentes industriais feita no dia 16/04/96, de acordo com a caracterização mostrada na TAB. 5.12.

Conforme previsto na metodologia de desenvolvimento dessa fase do estudo experimental, todos os reatores foram alimentados uma vez ao dia, partindo-se das mesmas condições, porém com descartes de lodo diários em volumes diferenciados, de forma a proporcionar diferentes tempos de detenção celular (θ_c) nas condições de equilíbrio.

As coletas de amostras para determinação de SST, SSV e SSF foram feitas no final do período de reação, e, em alguns ensaios, também após um período de trinta minutos do início da fase de reação. As variações e flutuações dos valores de SS podem ser atribuídas aos problemas inerentes à coleta de amostras, no caso de lodos ativados, heterogêneos, apesar da aeração, constituída de fases líquida e sólida (flocos de lodo ativado) distintas.

Os resultados dessa fase estão apresentados nas TAB. 5.13 a 5.17, onde destacaram-se os valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, para cada reator por batelada.

Em seqüência a cada tabela, são apresentadas as FIG. 5.15 a 5.24, correspondentes às curvas de variação dos valores de SSV e IVL, respectivamente para cada reator em operação, em função do tempo.

Tabela 5.13 - Valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, do reator por
batelada 1.

DATA	DIAS DE OPERAÇÃO (DIAS)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	IVL (mL/g)	pH	TEMPERATURA (°C)
19/04/96	1	1030	240	790		7,0	21,0
20/04/96	2	550	100	450	66,67	7,1	19,5
21/04/96	3	250	20	230		7,1	
22/04/96	4	100	0	100		7,0	21,5
22/04/96	4	40	30	10			
23/04/96	5	50	30	20	100,00	7,1	
24/04/96	6	110	50	60			
25/04/96	7	130	20	110	76,92	7,2	22,0
26/04/96	8	110	20	90			
27/04/96	9	70	10	60	< 71,43	7,1	21,0
28/04/96	10	30	10	20			
29/04/96	11	70	50	20			
30/04/96	12	54	12	42	< 92,59	7,0	21,0
01/05/96	13	14	1	13		7,0	22,0
02/05/96	14	22	2	20			
03/05/96	15	50	10	40		7,0	21,0
04/05/96	16	32	4	28	< 156,25	6,7	22,0
05/05/96	17	66	13	53			
05/05/96	17	43	8	35			
06/05/96	18	86	25	61			
07/05/96	19	18	15	3			
07/05/96	19	26	6	20			
09/05/96	21	9	1	8	< 294,12	6,7	20,0
09/05/96	21	17	0	17			
10/05/96	22	49	6	43		6,7	20,0
10/05/96	22	41	2	39			
11/05/96	23	15	1	14	< 227,27	6,3	19,0
11/05/96	23	22	1	21			
12/05/96	24	31	3	28			
12/05/96	24	28	0	28			
13/05/96	25	35	3	32			
14/05/96	26	41	2	39	< 121,95	6,5	20,0

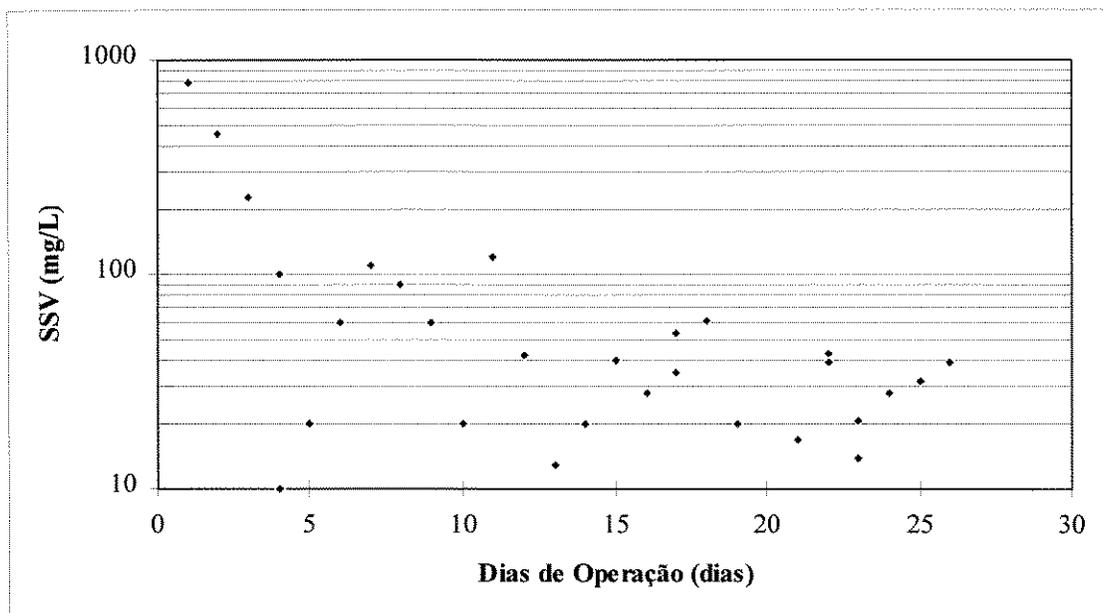


Figura 5.15 - Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), em função do tempo de operação, relativo ao reator por batelada 1.

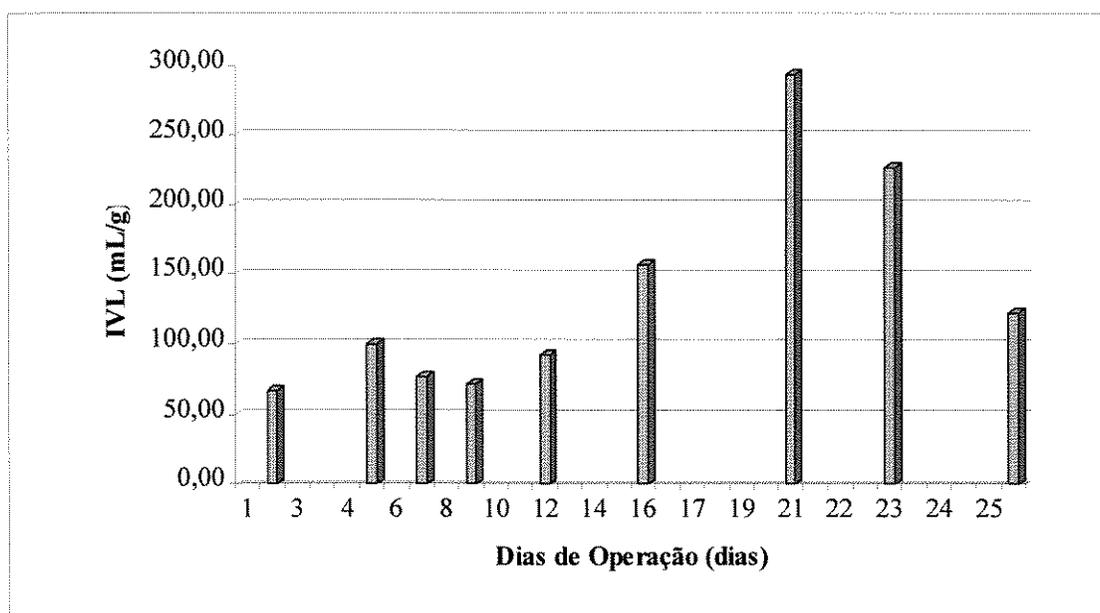


Figura 5.16 - Índice de volume de lodo (IVL), em função do tempo de operação, relativo ao reator por batelada 1.

Tabela 5.14 - Valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, do reator por
batelada 2.

DATA	DIAS DE OPERAÇÃO (DIAS)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	IVL (mL/g)	pH	TEMPERATURA (°C)
19/04/96	1	2430	570	1860		7,1	21,0
20/04/96	2	1750	390	1360	51,47	7,0	20,0
21/04/96	3	1210	230	980		7,0	
22/04/96	4	1030	210	820		6,7	20,5
22/04/96	4	2880	670	2210			
23/04/96	5	680	170	510	102,94	7,0	
24/04/96	6	570	150	420			
25/04/96	7	390	80	310	102,56	7,2	22,0
26/04/96	8	440	70	370			
27/04/96	9	210	40	170	71,43	7,1	21,0
28/04/96	10	20	10	10			
29/04/96	11	390	90	300			
30/04/96	12	216	44	172	69,44	7,0	21,0
01/05/96	13	117	25	92		7,0	22,0
02/05/96	14	104	20	84			
03/05/96	15	55	12	43		7,0	20,0
04/05/96	16	104	21	83	< 48,08	6,7	22,0
05/05/96	17	131	32	99			
05/05/96	17	105	24	81			
06/05/96	18	86	25	61			
07/05/96	19	61	27	34			
07/05/96	19	62	13	49			
09/05/96	21	65	9	56	< 80,64	6,7	20,0
09/05/96	21	62	7	55			
10/05/96	22	72	9	63		6,7	20,0
10/05/96	22	41	2	39			
11/05/96	23	43	1	42	< 128,20	6,3	19,0
11/05/96	23	39	1	38			
12/05/96	24	43	4	39			
12/05/96	24	39	3	36			
13/05/96	25	43	4	39			
14/05/96	26	60	8	52	< 83,33	6,2	20,0

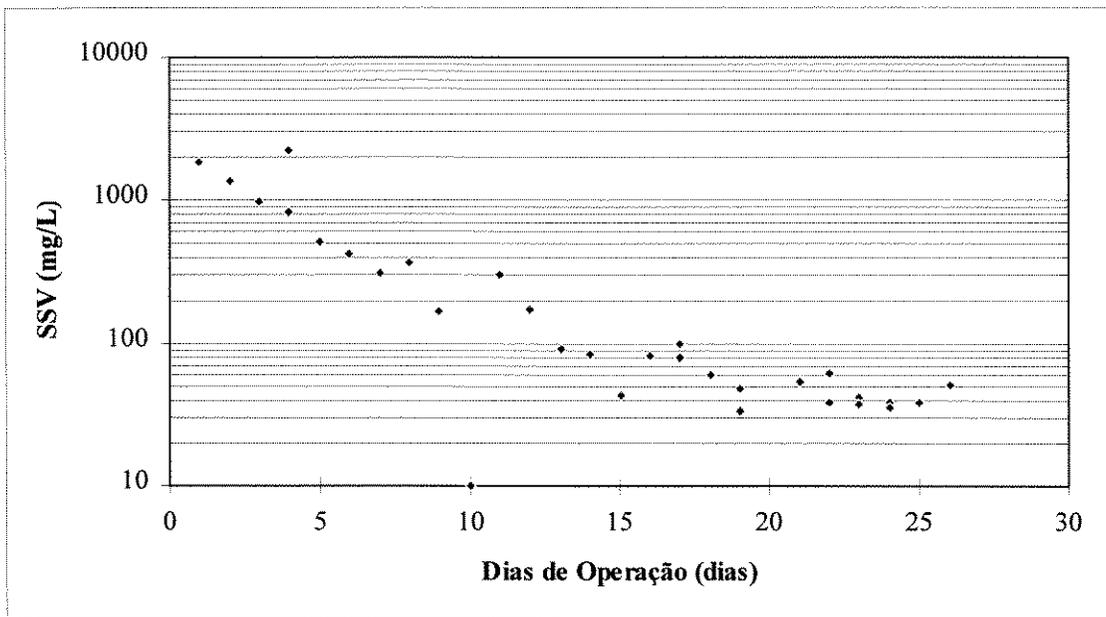


Figura 5.17 - Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), em função do tempo de operação, relativo ao reator por batelada 2.

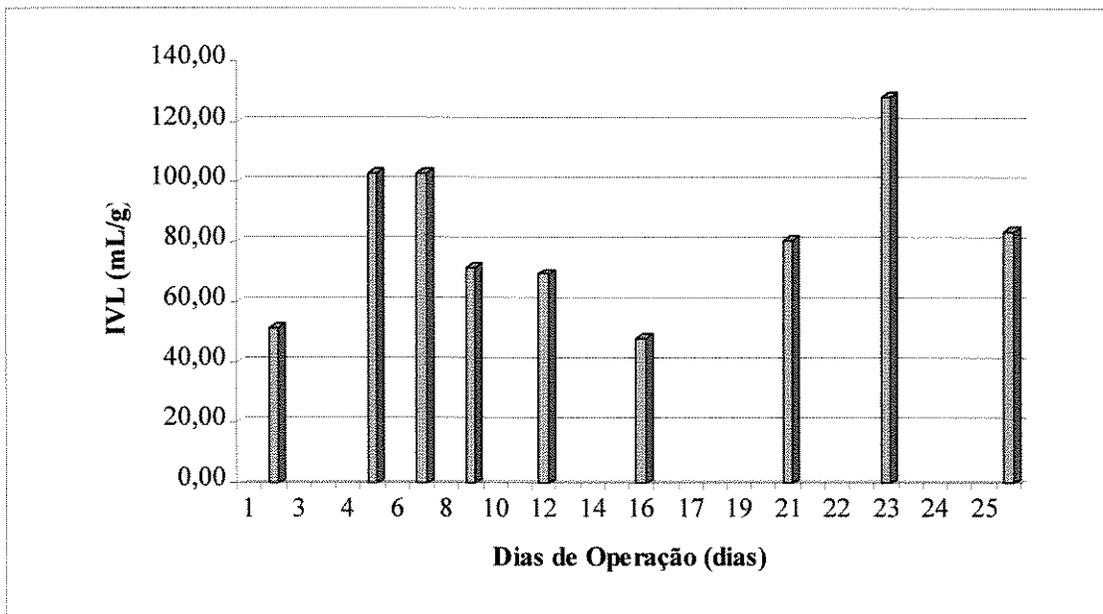


Figura 5.18 - Índice de volume de lodo (IVL), em função do tempo de operação, relativo ao reator por batelada 2.

Tabela 5.15 - Valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, do reator por
batelada 3.

DATA	DIAS DE OPERAÇÃO (DIAS)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	IVL (mL/g)	pH	TEMPERATURA (°C)
18/04/96	1	3570	830	2740			
19/04/96	2	3140	730	2410		7,2	21,0
20/04/96	3	2480	570	1910	157,07	7,2	19,5
21/04/96	4	2380	510	1870		7,0	
22/04/96	5	2170	470	1700		7,0	21,0
23/04/96	6	1810	430	1380	99,45	7,0	
24/04/96	7	2490	600	1890			
25/04/96	8	1420	300	1120	91,55	7,0	22,0
26/04/96	9	1120	110	1010			
27/04/96	10	1120	260	860	98,21	7,0	22,0
28/04/96	11	840	200	640			
29/04/96	12	1290	290	1000			
30/04/96	13	1194	258	936	67,00	7,0	21,0
01/05/96	14	452	94	358		7,0	21,0
02/05/96	15	462	94	368			
03/05/96	16	495	108	387		7,0	20,0
04/05/96	17	342	70	272	87,72	6,7	23,0
05/05/96	18	388	86	302			
05/05/96	18	298	58	240			
06/05/96	19	278	56	222			
07/05/96	20	210	70	140			
07/05/96	20	186	40	146			
09/05/96	22	96	16	80	< 29,07	6,7	20,0
09/05/96	22	172	30	142			
10/05/96	23	92	12	80		7,0	20,0
10/05/96	23	136	14	122			
11/05/96	24	100	10	90	< 59,52	6,3	20,0
11/05/96	24	84	4	80			
12/05/96	25	56	4	52			
12/05/96	25	52	8	44			
13/05/96	26	49	5	44			
14/05/96	27	44	2	42	< 113,64	6,2	20,0

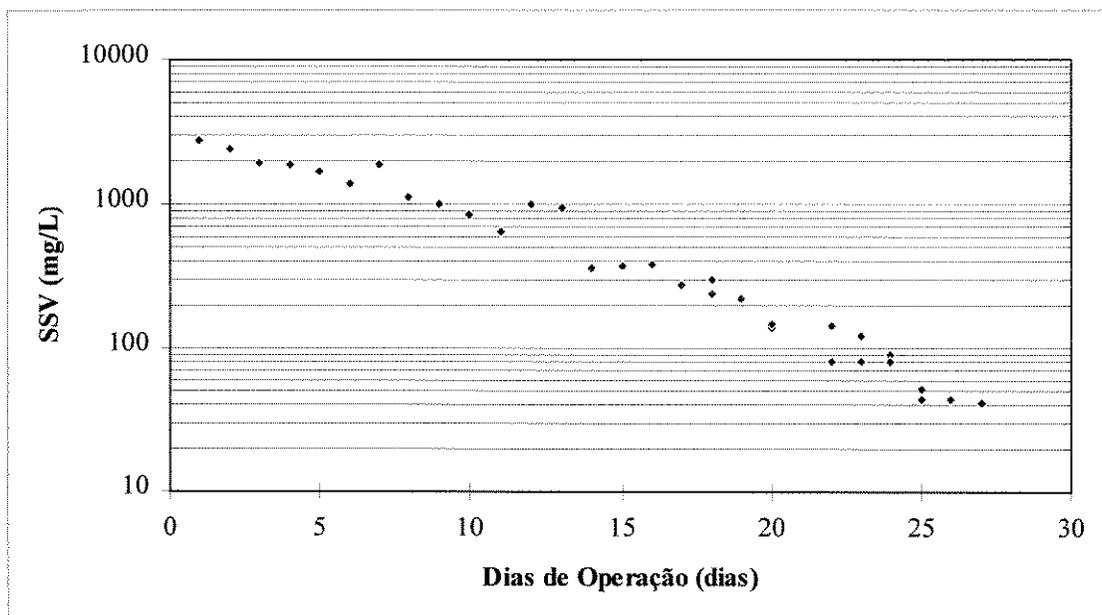


Figura 5.19 - Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), em função do tempo de operação, relativo ao reator or batelada 3.

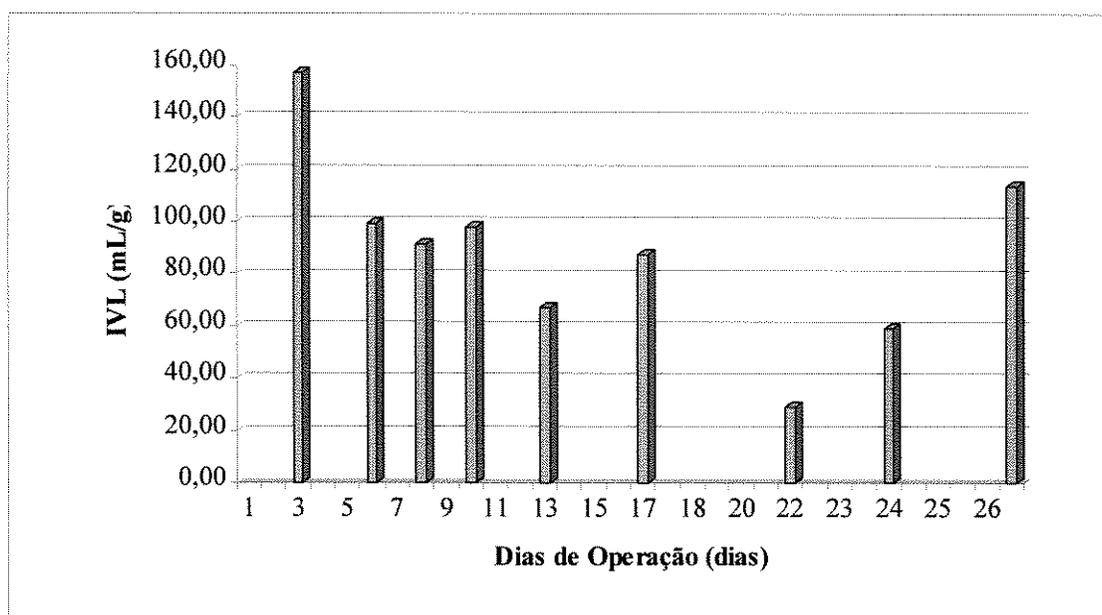


Figura 5.20 - Índice de volume de lodo (IVL), em função do tempo de operação, relativo ao reator por batelada 3.

Tabela 5.16 - Valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, do reator por batelada 4.

DATA	DIAS DE OPERAÇÃO (DIAS)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	IVL (mL/g)	pH	TEMPERATURA (°C)
18/04/96	1	3480	780	2700			
19/04/96	2	2790	640	2150		7,0	21,0
20/04/96	3	2690	620	2070	125,60	7,0	19,0
21/04/96	4	2370	490	1880		7,1	
22/04/96	5	2190	450	1740		6,8	21,0
22/04/96	5	3160	730	2430			
23/04/96	6	1980	460	1520	101,01	6,8	
24/04/96	7	2520	590	1930			
25/04/96	8	1660	370	1290	84,34	7,0	21,0
26/04/96	9	1940	400	1540			
27/04/96	10	1440	330	1110	90,28	7,0	21,0
28/04/96	11	1130	270	860			
29/04/96	12	1310	300	1010			
30/04/96	13	1258	300	958	79,49	7,0	21,0
01/05/96	14	884	206	678		7,0	21,0
02/05/96	15	934	218	716			
03/05/96	16	870	206	664		7,0	20,0
04/05/96	17	710	164	546	84,51	7,0	23,0
05/05/96	18	614	142	472			
05/05/96	18	646	144	502			
06/05/96	19	608	134	474			
07/05/96	20	500	138	362			
07/05/96	20	494	112	382			
09/05/96	22	320	64	256	82,24	6,7	20,0
09/05/96	22	304	56	248			
10/05/96	23	390	62	328		7,0	20,0
10/05/96	23	392	62	330			
11/05/96	24	196	26	170	< 23,58	6,3	20,0
11/05/96	24	212	28	184			
12/05/96	25	170	20	150			
12/05/96	25	412	54	358			
13/05/96	26	294	26	268			
14/05/96	27	238	28	210	< 21,01	6,5	20,0

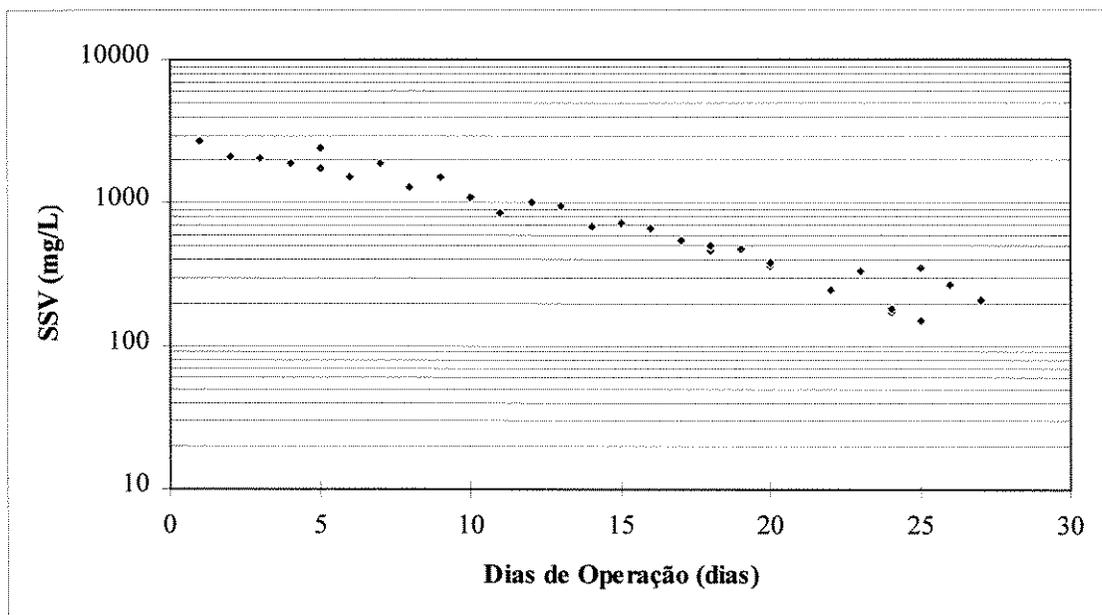


Figura 5.21 - Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), em função do tempo de operação, relativo ao reator por batelada 4.

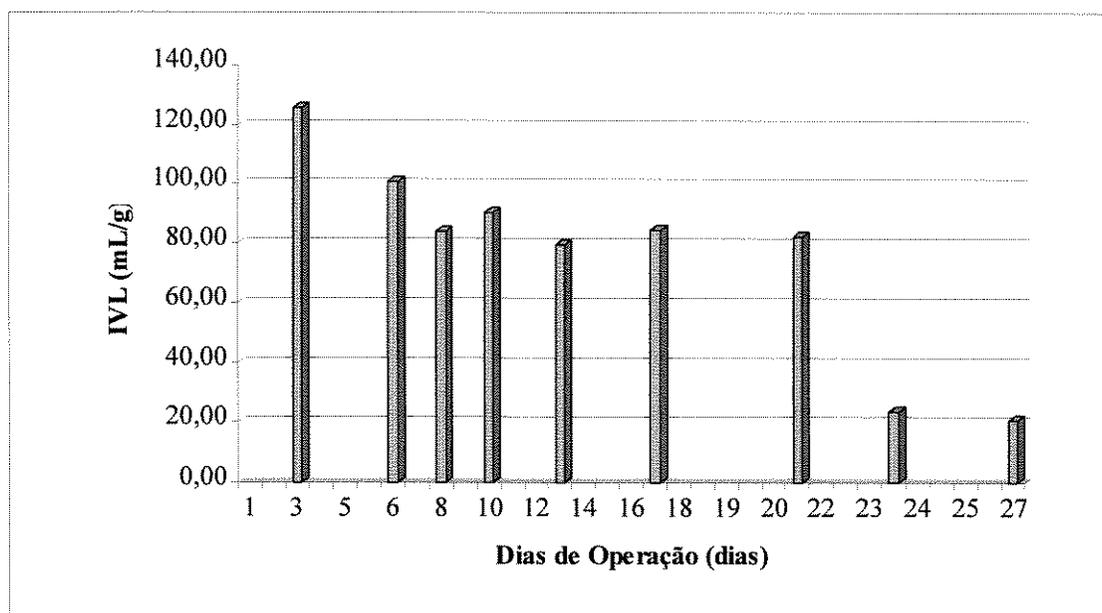


Figura 5.22 - Índice de volume de lodo (IVL), em função do tempo de operação, relativo ao reator por batelada 4.

Tabela 5.17 - Valores de SST, SSF, SSV, IVL, pH e temperatura, do reator por batelada 5.

DATA	DIAS DE OPERAÇÃO (DIAS)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	IVL (mL/g)	pH	TEMPERATURA (°C)
18/04/96	1	3200	750	2450			
19/04/96	2	2825	685	2140		7,1	20,0
20/04/96	3	2920	690	2230	139,01	7,0	19,5
21/04/96	4	2430	510	1920		7,0	
22/04/96	5	2560	580	1980		7,0	21,0
22/04/96	5	5310	1260	4050			
23/04/96	6	2480	590	1890	104,84	7,0	
24/04/96	7	2240	550	1690			
25/04/96	8	2030	460	1570	98,52	7,0	21,0
26/04/96	9	2580	580	2000			
27/04/96	10	1830	430	1400	103,82	7,0	21,0
28/04/96	11	1620	380	1240			
29/04/96	12	2010	470	1540			
30/04/96	13	1676	386	1290	83,53	7,0	21,0
01/05/96	14	1144	260	884		7,0	21,0
02/05/96	15	1315	298	1018			
03/05/96	16	2005	465	1540		7,0	21,0
04/05/96	17	1112	258	854	89,93	6,7	25,0
05/05/96	18	1088	256	832			
05/05/96	18	886	192	694			
06/05/96	19	840	194	646			
07/05/96	20	866	230	636			
07/05/96	20	1180	278	902			
09/05/96	22	252	50	202	96,52	6,7	20,0
09/05/96	22	518	110	408			
10/05/96	23	554	450	104		6,7	20,0
10/05/96	23	304	252	52			
11/05/96	24	510	86	424	96,15	6,3	20,0
11/05/96	24	468	68	400			
12/05/96	25	442	60	382			
12/05/96	25	358	50	308			
13/05/96	26	160	24	136			
14/05/96	27	292	36	256	85,62	6,5	20,0

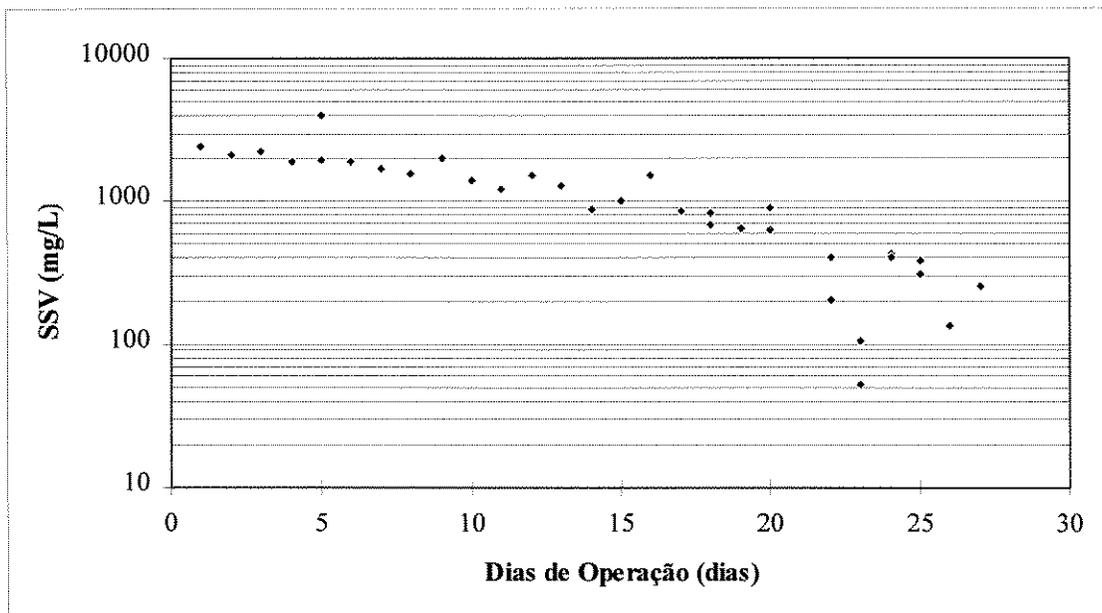


Figura 5.23 - Variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), em função do tempo de operação, relativo ao reator por batelada 5.

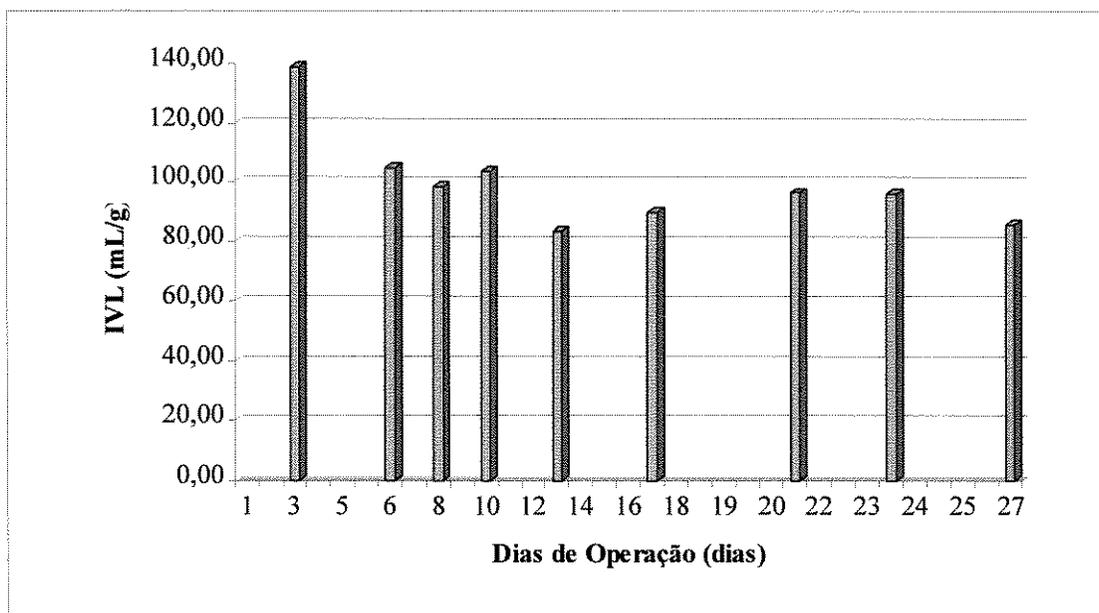


Figura 5.24 - Índice de volume de lodo (IVL), em função do tempo de operação, relativo ao reator por batelada 5.

A observação das FIG. 5.15, 5.17, 5.19, 5.21 e 5.23, demonstra claramente a tendência à estabilização dos sólidos biológicos presentes nos reatores 1 a 5. A inoculação de lodo aclimatado ao despejo, trazido do STAR-JF, em teor superior ao de equilíbrio em cada reator, proporcionou sua diminuição assintótica, cuja velocidade foi inversamente proporcional ao tempo de detenção celular correspondente em cada reator.

Os valores de IVL e sua variação ao longo do tempo, demonstraram as boas características de sedimentabilidade do lodo presente nos reatores, manifestando valores correspondentes aos citados na literatura (RAMALHO (1983)), como sendo ideais.

Outro fator destacável consiste na observação de maiores concentrações de sólidos suspensos nos reatores intermitentes quando comparado aos reatores contínuos, originando valores de IVL de significado físico mais coerente ou paupável. Apesar da baixa carga orgânica utilizada para a alimentação dos reatores ($S_0=57$ mg/L em termos de DBO_5), os valores de SSV mais altos nos reatores batelada eram esperados segundo a eq. (4.25), principalmente para os reatores 4 e 5, operados com tempo de detenção celular elevados.

5.2.3 Determinação dos Parâmetros Cinéticos

As coletas para a determinação dos parâmetros cinéticos para os reatores batelada ocorreram em 10/05/96 e 16/05/96. A exemplo dos reatores

contínuos, os valores de S e S_o foram determinados em função da DBO_5 filtrada (filtro GF/C - 47 mm), respectivamente para as amostras de efluente e afluente dos reatores.

Os dados obtidos foram listados e são apresentados na TAB 5.18, de onde originaram-se as FIG. 5.25 e 5.26.

Tabela 5.18 -: Valores obtidos experimentalmente, para reatores por batelada.

DATA DA COLETA	REATOR	X (mg/L)	θ_c (dias)	S_o (mg/L)	S (mg/L)	$1/S$	$\frac{(X \cdot \theta_H)}{(S_o - S)}$	$\frac{(S_o - S)}{(X \cdot \theta_H)}$	$\frac{1}{\theta_c}$
10/05/96	1	26	2,00	57	15	0,07	0,62	1,62	0,50
	2	46	4,00	57	13	0,08	1,04	0,96	0,25
	3	84	8,00	57	6	0,17	1,65	0,61	,012
	4	262	13,33	57	5	0,20	5,04	0,20	0,08
	5	325	20,00	57	3	0,33	6,02	0,17	0,05
16/05/96	1	26	2,00	57	14	0,07	0,60	1,65	0,50
	2	46	4,00	57	11	0,09	1,00	1,00	0,25
	3	84	8,00	57	10	0,10	1,79	0,56	0,12
	4	262	13,33	57	4	0,25	4,94	0,20	0,08
	5	325	20,00	57	2	0,50	5,91	0,17	0,05

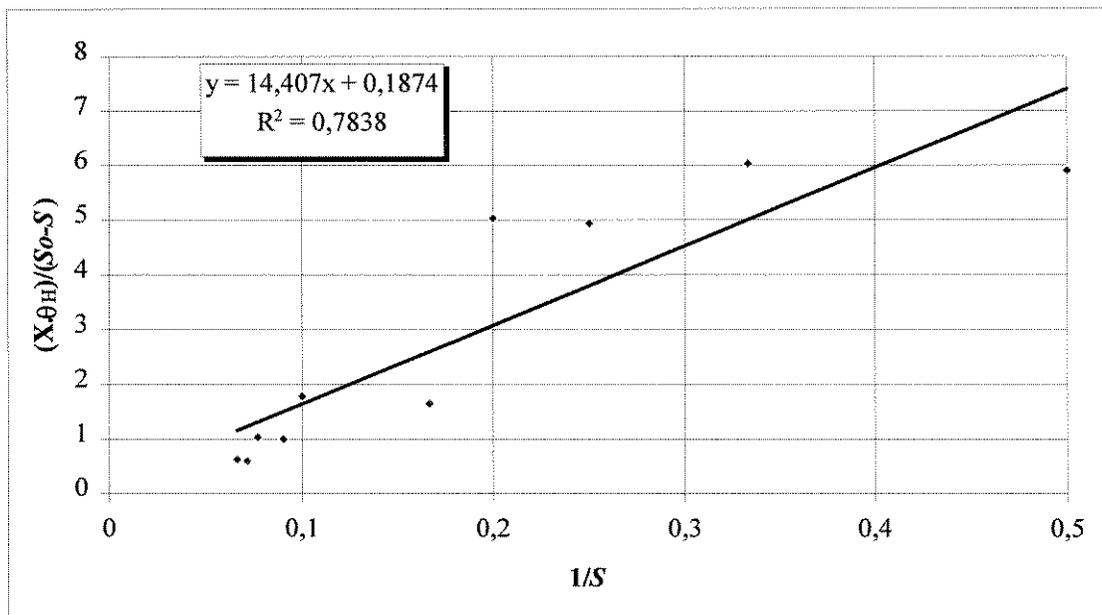


Figura 5.25 - Determinação de K_s e k em função de $\left(\frac{X \cdot \theta_H}{S_o - S}\right)$ e $1/S$.

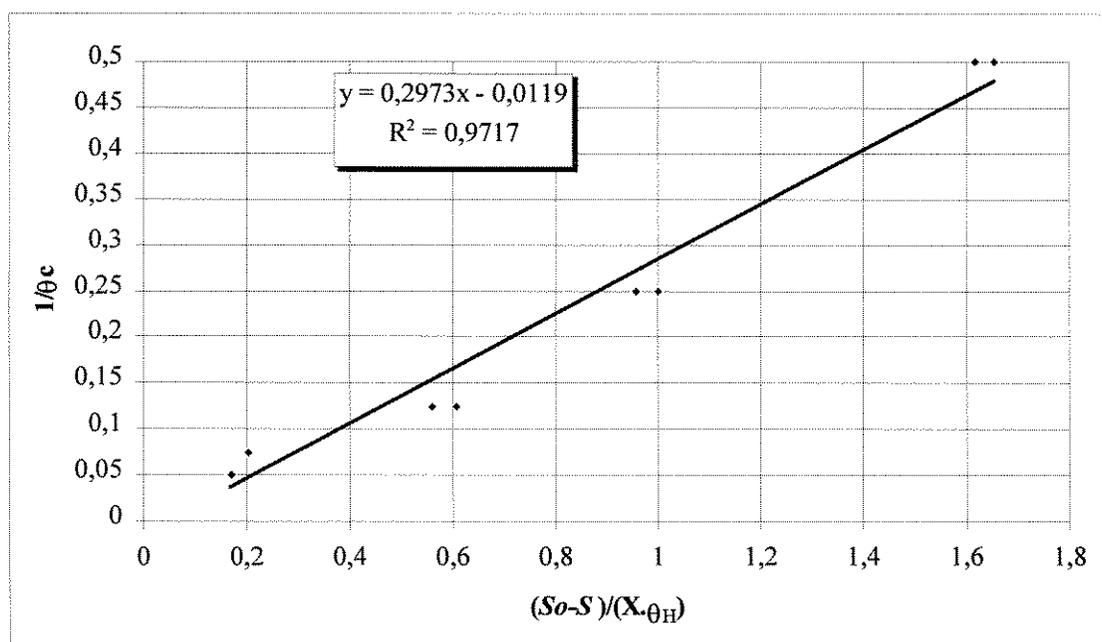


Figura 5.26 - Determinação de Y e k_d em função de $1/\theta_c$ e $\left(\frac{S_o - S}{X \cdot \theta_H}\right)$.

Pelas FIG. 5.25 e 5.26 e respectivas equações de retas que melhor se ajustaram aos dados experimentais, utilizando-se o método dos mínimos quadrados, as constantes cinéticas puderam ser determinadas para os reatores por batelada, resultando:

- $k = 5,34$;
- $K_s = 76,9$;
- $Y = 0,30$;
- $k_d = 0,012$ e,
- $\mu_m = 1,60 \text{ d}^{-1}$.

A TAB 5.19 resume os parâmetros cinéticos obtidos.

Tabela 5.19 - Coeficientes cinéticos obtidos através do trabalho experimental.

TIPO DE REATOR	$k \text{ (d}^{-1}\text{)}$	$K_s \text{ (mg/L)}$	Y	$k_d \text{ (d}^{-1}\text{)}$	$\mu_m \text{ (d}^{-1}\text{)}$
Fluxo Contínuo	1,54	23,2	0,81	0,012	1,25
Fluxo Intermitente	5,34	76,9	0,30	0,012	1,60

Comparando-se os resultados dos reatores contínuos e dos reatores batelada, notam-se algumas diferenças e, como valor coincidente, o coeficiente “ k_d ”, correspondente ao decaimento endógeno ou taxa de mortandade, ou ainda, predação de células por unidade de tempo. Algumas considerações podem ser feitas.

Seria realmente esperado, que o equilíbrio de populações microbiológicas e suas relações entre taxas de utilização do substrato e de geração e mortandade de células, nos dois tipos de reatores pesquisados, fossem totalmente coincidentes?

Apesar de mantido o mesmo tipo de substrato (houve variação de sua concentração), as “constantes” cinéticas investigadas são consideradas fixas, conforme METCALF & EDDY (1991), somente quando a população microbiológica é mantida constante, e mais, quando as condições do “meio ambiente” são invariáveis. Tais condições não podem, para ambos os tipos de reatores ensaiados, ser consideradas idênticas, principalmente sob o aspecto de fornecimento de substrato. Nos reatores contínuos, a alimentação é constante e contínua ao longo do tempo, sofrendo reações de biodegradação por um período médio, próximo do tempo de detenção hidráulico do reator. Nos reatores batelada, a alimentação é pontual, instantânea e feita uma única vez ao dia (no caso), sofrendo reações de biodegradação pelo período de reação, prévio à sedimentação do lodo (no caso, 6 horas).

Somente por este fato, já seria esperada uma competitividade diferenciada dos microrganismos presentes pelo substrato disponível e uma provável tendência ao favorecimento de uma ou outra espécie em cada tipo de reator, cuja detecção por microscopia não foi objetivo da presente pesquisa.

Dos resultados obtidos, o de maior discrepância e, talvez, de maior importância, foram os valores de “Y” iguais a 0,81 e 0,30, respectivamente para os

reatores contínuos e batelada. Esse parâmetro representa a “massa de células formadas” por “massa de substrato consumido”, tendo, portanto, estrita relação com a quantidade de lodo biológico gerado no processo de tratamento e, conseqüentemente, com sua disposição final.

Pelos dados, a taxa de geração de lodo esperada seria 170% maior em reatores contínuos, comparada ao uso de reatores intermitentes de lodo ativado. Coincidentemente ou não, vários resultados operacionais citados na literatura, comprovam uma geração de lodo comparativamente menor quando utilizam-se reatores de fluxo intermitente, fato considerado de grande vantagem operacional e financeira para um sistema de tratamento de efluentes líquidos de origem sanitária ou industrial.

Os valores de “k”, também de grande discrepância, de certa forma refletiram a compensação da diferença dos valores de “Y”, de modo a manterem, aproximadamente, um mesmo valor de “ μ_m ” em ambos os reatores, já que, pela eq. 4.6, $\mu_m = k.Y$. Assim, a máxima taxa de crescimento específico, “ μ_m ”, para os reatores de escoamento contínuo, resulta em $1,25 \text{ d}^{-1}$, enquanto que, para os reatores batelada, foi obtido o valor de $1,60 \text{ d}^{-1}$.

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Com base nos resultados do estudo experimental desenvolvido, e metodologias adotadas, pode-se concluir que:

- a) os coeficientes cinéticos de biodegradação aeróbia do despejo de origem industrial, utilizado como substrato (predominantemente de corantes químicos), determinados em reatores de lodo ativado de escoamento contínuo sem recirculação de lodo, conforme metodologia “clássica”, apresentaram grandes discrepâncias em relação aos valores obtidos para os reatores de escoamento intermitente. Portanto, a aplicabilidade desses parâmetros existentes é limitada, quando se trata de reatores por batelada;

- b) é possível, através de metodologia proposta e utilizada para reatores de lodos ativados de fluxo intermitente, estabelecer condições próximas às de equilíbrio (regime permanente), permitindo a determinação de coeficientes cinéticos que melhor representem as relações de consumo de substrato e geração de lodo biológico, nesse tipo de reatores e,

- c) a taxa de geração de lodo biológico em relação à quantidade de substrato utilizada é muito inferior em reatores de fluxo intermitente quando comparada a reatores de fluxo contínuo, ambos de lodo ativado. No presente trabalho, para o substrato utilizado, a relação entre esses valores foi de 1 para 2,7, respectivamente, ou seja, uma diferença de 170%.

Considerando-se as dificuldades encontradas no desenvolvimento do trabalho experimental, o tipo de substrato utilizado e a metodologia proposta para o desenvolvimento de estudos de tratabilidade em reatores biológicos de lodos ativados por batelada, pode-se recomendar:

- a) que a metodologia proposta seja testada para outros tipos de efluentes líquidos, sanitários e industriais, de forma a consolidá-la ou melhorá-la como método de determinação de parâmetros cinéticos;
- b) que seja estudada a influência do período de enchimento com e sem aeração, na duração do período de reação, para a obtenção de eficiências pré-estabelecidas;

- c) que seja estudada a influência do uso de dois ou mais ciclos completos de tratamento por dia, sobre os valores dos parâmetros cinéticos determinados;
- d) que o parâmetro tempo de detenção hidráulico (θ_H), medido em dias, para reatores de lodos ativados por batelada, seja adotado igual ao inverso da média do número de ciclos completos de tratamento desenvolvidos por dia, em cada reator e,
- e) que o uso de reatores de lodos ativados por batelada seja sempre testado como alternativa viável, econômica e de fácil operação, para a solução de tratamento de efluentes líquidos industriais e/ou sanitários, à exemplo da JOHANN FABER S/A, de São Carlos - S.P.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ARORA, Madan L., BARTH, Edwin F., UMPHRES, Margaret B. Technology evaluation of sequencing batch reactors. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, v.57, n. 8, p.867-875, Aug. 1985.

BRANCO, Samuel Murgel et al. *Hidrologia ambiental*. São Paulo: Editora da Universidade de São Paulo: Associação Brasileira de Recursos Hídricos, 1991. p. 299-306, 317-320. (Coleção ABRH de Recursos Hídricos ; v.3) ISBN 85-314-0043-0.

BRANCO, Samuel Murgel. *Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária*. 3.ed. São Paulo: Cetesb/ASCetesb, 1986. p.66-68, 401-402, 420-451.

CAMPOS, J. R. Alternativas para tratamento. In: *Consórcio intermunicipal das bacias dos rios Piracicaba e Capivari; Alternativas para tratamento de esgotos sanitários*. Americana, SP: Édile, 1990. p. 39, 41.

CARVALHO, Benjamin de. *Glossário de saneamento e ecologia*. Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1981. 204p. ISBN-85-7022-010-3.

CHAMBERS, B. Batch operated activated sludge plant for production of high effluent quality at small works. *Water Science Technology*, v.28, n.10, p. 251-258, 1993.

CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos, SPERLING, Marcos Von. Considerações sobre o dimensionamento de sistemas de lodos ativados de fluxo intermitente (batelada), Campus do Vale/IPH/UFRGS. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 17, 1993, Natal, v. 2, tomo 1, p. 118-129.

CURDS, C. R. A computer simulation study of predator-prey relationships in a single stage continuous-culture system. *Water Research*, v.5, p.793-812, 1971a.

_____. Computer simulation of microbial population dynamics in the activated sludge process. *Water Research*, v.5, p. 1049-66, 1971b.

DAVIS, Judith A. , UNZ, Richard F. The microbiology of an activated sludge wastewater treatment plant chemically treated for phosphorus removal. *Water Research*, v.7, p. 325-7, 1973.

_____. Microbiology of combined chemical-biological treatment. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, v.47, n.1, p.185-94, Jan. 1975.

DE LUCA, Sérgio J., MARQUES, David da Motta, MONTEGGIA, Luís O. Eficiência operacional de reator sequencial em batelada. Campus do Vale/ IPH/ UFRGS, 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Natal-RN, v. 2, Tomo I, p. 440-457, 1993.

DICK, Richard I., VESILIND, P. Aarne The sludge volume index - what is it? *Journal of the Water Pollution Control Federation*, v.41, n.7, p.1285-1291, July 1969.

DORNELLAS, Júlio César. *Tratamento do efluente líquido da indústria cítrica pelo processo de lodo ativado por batelada (Lab) com aplicação de oxigênio puro*. Campinas: FEC-UNICAMP, 1994. 163p. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas, 1994.

ECKENFELDER JUNIOR., William Wesley. *Industrial water pollution control*. 2.ed. New York: McGraw Hill, 1989. p.1, 4, 35. ISBN 0-07-018903-X.

ESCRITT, Leonard B. *Sewerage and sewage treatment: international practice.*

Chichester: John Wiley & Sons, 1984. 539p. ISBN 0-47-110339-X.

FIGUEIREDO, Roberto Feijó de. *Sistemas de tratamento de esgotos.* Campinas:

Faculdade de Engenharia Civil - Unicamp, 1994. (notas de aula).

GLASS, J. S. , O'BRIEN, R. T. Enterovirus and coliphage inactivation during

activated sludge treatment. *Water Research*, v. 14, p. 877-82, 1980.

GRADY JUNIOR., C. P. Leslie, LIM, Henry C. *Biological wastewater treatment:*

theory and applications. New York: Marcel Dekker, 1980. p.620-621. ISBN 0-8247-1000-2.

GRAY, N. F. *Activated Sludge: theory and practice.* Oxford: Oxford University,

1990. 272 p. ISBN 0-19-856341-8.

HAUGAN, B.E. , MININNI, G. Characterization of sewage sludges. In:

L'HERMITE, P., OTT, H. (Ed.). *Characterization, treatment and use of sewage sludge.* Dordrecht: Reidel, c1981. p.21-23 (Proceedings of the Second European Symposium Held in Vienna, Oct. 1980).

HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA. *Projeto hidráulico do sistema de tratamento das águas residuárias industriais e sanitárias da Lápis Johann Faber S/A*. São Carlos, SP, 1991a. 41 p.

_____. *Relatório de eficiências de início de operação do STAR-FA-II - Lápis Johann Faber S/A (cedrinho)*. São Carlos, SP, 1991b. 20p.

HORAN, N. J. *Biological wastewater treatment systems: theory and operation*. Chichester : John Wiley & Sons 1990, p.57-65, 94-106. ISBN 0-471-92258-7, ISBN 0-471-92425-3 (pbk).

IMHOFF, Karl, MÜLLER, W. J., THISTLETHWAYTE, D. K. B. *Disposal of sewage and other water-borne wastes*. 2. ed. Michigan: Ann Arbor Science Publishers , 1973. p.254, 256-258.

IRVINE, Robert L., BUSCH, Arthur W. Sequencing batch biological reactors: an overview. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, v.51, n. 2, p.235-243, Feb. 1979.

IRVINE, Robert L., KETCHUM, Lloyd H., ARORA, Madan L., BARTH, Edwin F. An organic loading study of full-scale sequencing batch reactors. *Journal of the Water Pollution Control Federation*. v.57, n.8, p.847-853, Aug. 1985.

IRVINE, Robert L., MILLER, Gregory, BHAMRAH, Ajit Singh. Sequencing batch treatment of wastewaters in rural areas. *Journal of the Water Pollution Control Federation*. v.51, n.2, p.244-254, Feb. 1979.

JORDÃO, Eduardo Pacheco, PESSOA, Constantino Arruda. *Tratamento de esgotos domésticos: concepções clássicas de tratamento de esgotos*. São Paulo: Cetesb, 1975. v.1. 544p.

KOZIOROWSKI, B. , KUCHARSKI, J. *Industrial waste disposal*. Tradução de: *Scieki Przemyslowe*. Oxford:Pergamon Press: Wydawnictwa Naukowo-Techniczne, 1972. p.46.

LACKEY, James B. Biology of sewage treatment. *Sewage Works Journal*, v.21, n.4, p.659-665, July 1949.

LACKEY, James B., DIXON, R. M. Some biological aspects of hays process of sewage treatment. *Sewage Works Journal*, v.15, n.6, p.1139-1152, Nov. 1943.

LACKEY, J. B., WATTIE, E. The biology of *Sphaerotilus natans*, Kutzing, in relation to bulking of activated sludge. *Sewage Works Journal*, v.12, n.4, p.669-684, July 1940.

- LEME, Francisco Paes. *Engenharia do saneamento ambiental*. 2. ed. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos, 1984. p.232-246. ISBN 85-216-0342-8.
- METCALF & EDDY. *Wastewater Engineering: treatment, disposal, reuse*. 3. ed. New York: McGraw-Hill, 1991. p. 83, 90-93, 364-369, 374-377, 384-389, 531-546, 1265-1266, 1275-1277. ISBN 0-07-100824-1.
- MORGAN, E. H., BECK, A. J. Carbohydrate wastes stimulate growth of undesirable filamentous organisms in activated sludge. *Sewage Works Journal*, v.1, n.1, p.46-51, Oct. 1928.
- NEMEROW, Nelson Leonard. *Theories and practices of industrial waste treatment*. Reading, Mass.: Addison-Wesley Publishing Company, 1963. p.103-108.
- NG, W. J. *et al.* Efficiency of sequencing batch reactor (SBR) in the removal of selected microorganisms from domestic sewage. *Water Research* v .27, n.10, 1993. p.1591-1600.
- NOUR, Edson Aparecido Abdul. *Procedimentos de análises físico-químicas e exames microbiológicos para águas de abastecimento e residuárias*. (Apostila da disciplina EC-817 - Laboratório de Saneamento). Campinas: Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas, mar. 1994. 92p.

NORCROSS, K. L. Sequencing batch reactors: an overview. *Water Science Technology*. v.26, n.9.11, 1992. p. 2523-2526.

OGERA, Rita de Cássia. Remoção de nitrogênio do esgoto sanitário pelo processo de lodo ativado por batelada. Campinas: FEC-UNICAMP, 1995. 126 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil - área de concentração : Recursos Hídricos e Saneamento) - Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas, 1995.

PIRES, Marco Roberto, FIGUEIREDO, Roberto Feijó de. Effect of fill time duration on the sequencing batch reactor. In: *World-wide Symposium: Pollution in Large Cities*. Pádua, Itália. 22 a 25 fev. de 1995.

RAMALHO, Rubens Sette. *Introduction to wastewater treatment processes*. 2.ed., New York: Academic Press, 1983. p.243-247, 270-273.

RICKERT, David A., HUNTER, Joseph D. Colloidal matter in wastewaters and secondary effluents. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, v.44, n.1, p.134-139, 1972.

SANTOS, Maria de Lourdes Florêncio dos. *Influência da estrutura do floco no desempenho de um sistema de lodos ativados*, São Carlos: EESC/USP, 1984. p.150-162. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 1984.

SMIT, Jan. Bulking of activated sludge. *Sewage Works Journal*, v.6, p.1041-1053, Nov. 1934.

STANDARD METHODS for the examination of water and wastewater. 18. ed. Washington: APHA; AWWA; WEF, 1992.

WHITE, M.J.D. Design and control of secondary settlement tanks. *Water Pollution Control*, v.75, p.459-467, 1976.

YUYAMA, Y. *et al.* Treatment system of wastewater from rural settlements with batch-activated sludge process. *Water Science Technology*. v.28, n.10, p.223-232, 1993.

ABSTRACT

The use of sequencing batch reactors (SBR) has increased in many countries because of the operational simplicity and the automation possibilities. An operational strategy flexibility allowed nutrients removal (N and P), absorption of volumetric and/or organics load peaks, sludge low production and high efficiency of organics compounds. SBR is more economic for building and operation than conventional activated sludges systems. Nevertheless, the SBR system lacks of mathematical parameters and models definition. The present work analysed the kinetic coefficients of aerobic digestion in continuous flow activated sludge. A methodology for the determination of kinetic coefficients for intermittent flow activated sludge, using the sludge age, was tested. The kinetic coefficients were determined for both biologic reactors using chemical painting wastewater. Each reactor has a different coefficient.