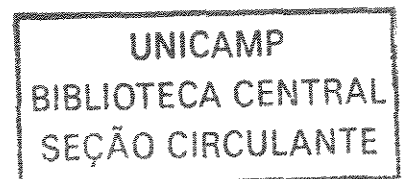


**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL**

**REATOR COMPARTIMENTADO ANAERÓBIO/AERÓBIO,
TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO:
DESEMPENHO E OPERAÇÃO**

Gustavo Henrique Ribeiro da Silva



**Campinas
2001**

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL**

**REATOR COMPARTIMENTADO ANAERÓBIO/AERÓBIO,
TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO:
DESEMPENHO E OPERAÇÃO**

Gustavo Henrique Ribeiro da Silva

Orientador: Edson Aparecido Abdul Nour

Dissertação de Mestrado apresentada à
Comissão de pós-graduação da Faculdade de
Engenharia Civil da Universidade Estadual de
Campinas, como parte dos requisitos para a
obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil,
na área de concentração de Saneamento e
Ambiente.

**Campinas, S.P.
2001**

iii

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

Atesto que esta é a versão definitiva da dissertação/tese	
	06/02/03
Prof. Dr. Edson Aparecido Abdul Nour	
Matricula: 24584-4	

UNIDADE	BC
Nº CHAMADA	UNICAMP
	Si 38r
V	EX
TOMBO BC/	53254
PROC.	124/03
C	☐
D	☒
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	23/09/03
Nº CPD	

CM00182159-6

BIB ID 287885

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

Si38r

Silva, Gustavo Henrique Ribeiro

Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio tratando
esgoto sanitário: desempenho e operação / --Campinas,
SP: [s.n.], 2001.

Orientador: Edson Aparecido Abdul Nour.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Civil.

1. Esgotos. 2. Tratamento biológico. 3. Águas
residuais. 4. Purificação. I. Nour, Edson Aparecido
Abdul. II. Universidade Estadual de Campinas.
Faculdade de Engenharia Civil. III. Título.

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL

**REATOR COMPARTIMENTADO ANAERÓBIO/AERÓBIO,
TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO:
DESEMPENHO E OPERAÇÃO**

Gustavo Henrique Ribeiro da Silva

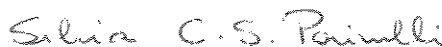
Dissertação de Mestrado aprovada pela Banca Examinadora, constituída por:



Prof. Dr. Edson Aparecido Abdul Nour
Presidente e Orientador/ Universidade Estadual de Campinas



Prof. Dr. José Roberto Guimarães
Universidade Estadual de Campinas-Unicamp



Prof.ª Dra. Silvia Claudia Semensato Povinelli
Agência Nacional de Águas

Campinas, 21 de dezembro de 2001

Aos meus pais, irmãos e Raquel pelo
companheirismo e amor constante

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Doutor Edson Aparecido Abdul Nour pela confiança, orientação, incentivo e ajuda constante nas diversas fases deste trabalho.

A FAPESP – Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo pelo auxílio financeiro para execução deste trabalho.

Ao programa de pós-graduação do Departamento de Saneamento e Ambiente, pela infra-estrutura oferecida.

Aos professores doutores da área de concentração de Saneamento e Ambiente da Faculdade Engenharia Civil/UNICAMP: Roberto Feijó de Figueiredo, Bruno Coraucci Filho e Eglé Novaes Teixeira.

Aos membros da banca de qualificação Prof. Doutor José Roberto Guimarães e Prof.^a Doutora Silvia Cláudia Semensato Povinelli, pelas sugestões e críticas.

À empresa Águas de Limeira, pelo espaço fornecido para a montagem do reator, e ao funcionário da mesma, Aparecido Donizeti Conrado.

Aos amigos de laboratório: Luiz Carlos (gaúcho), Osvaldo, Edmar, Alexandre, Tito, Sérgio (estagiário), Marco, Marta, Patrícia, Rosiléia, Fabião, Silvana, Andréia, Juliana, Carolina Farah, Patrícia Donaire, Ronaldo Stefanutti, Renata, Luciano Zanella, Sandra, Ângela e Caroline.

Aos amigos Flaviano (Sementinha), Everaldo (Bona), Edvaldo, Sergião, Raul, Ricardo, Neto, Welton, Flávia, Julião, Renato Martinez, Gustavo, Ariangela, Friguinho, Cláudia, Gi, Flávio, Rafael, Carla e Fábio por todos os dias de convivência e união.

A meus pais David e Sonia, aos meus irmãos Leonardo e Diego, e a minha avó Irene pelo apoio e crédito que sempre me dedicaram.

Em especial a Raquel pelo carinho, amor e amizade pela participação nas fases deste trabalho e aos seus pais Edgar e a Prof.^a Maria de Fátima pela revisão ortográfica.

E a todos que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho.

***Eu vos louvarei de todo o coração, Senhor
Porque ouvistes as minhas palavras.
Na presença dos anjos eu vos cantarei.***

Salmos 137,1

SUMÁRIO

	Página
LISTA DE FIGURAS.....	xvii
LISTA DE TABELAS.....	xxi
LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS.....	xxvii
RESUMO.....	xxix
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	4
2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	4
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
3.1 PROCESSO BIOLÓGICO ANAERÓBIO.....	5
3.1.1 MICROBIOLOGIA: BACTÉRIAS.....	8
3.1.3 REQUISITOS AMBIENTAIS	12
3.1.4 SISTEMAS ANAERÓBIOS DE TRATAMENTO.....	20
3.1.4.1 REATORES COMPARTIMENTADOS ANAERÓBIOS	21
3.2 PROCESSOS AERÓBIOS	34
3.2.1 MICROBIOLOGIA.....	35
3.2.2 CINÉTICA	37
3.2.2.1 CINÉTICA DE CRESCIMENTO BIOLÓGICO	37
3.2.3 REQUISITOS AMBIENTAIS	38
3.2.4 SISTEMAS AERÓBIOS DE TRATAMENTO.....	40
3.2.4.1 LODOS ATIVADOS.....	41
3.2.4.1 REATORES COMPARTIMENTADOS AERÓBIOS.....	45

3.3 PROCESSOS ANAERÓBIOS/AERÓBIOS	47
4 MATERIAL E MÉTODOS	51
4.1 DESCRIÇÃO DO SISTEMA DE TRATAMENTO	51
4.2 PARÂMETROS ESTUDADOS	63
4.2.1 AMOSTRAGEM	64
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	66
5.1 TEMPERATURA ATMOSFÉRICA.....	68
5.2 TEMPERATURA DO ESGOTO.....	69
5.3 ÍNDICES PLUVIOMÉTRICOS.....	71
5.4 VALORES DE PH.....	72
5.5 ALCALINIDADE	75
5.6 ÁCIDOS ORGÂNICOS VOLÁTEIS (AOV)	81
5.7 DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO – DQO	84
5.7.1 DQO _{total}	84
5.7.2 DQO _{filtrada}	92
5.8 TAXA DE CARREGAMENTO ORGÂNICO (TCO)	98
5.9 DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO (DBO ₅)	101
5.10 VELOCIDADE ASCENSIONAL.....	106
5.11 SÓLIDOS EM SUSPENSÃO	107
5.11 SÓLIDOS TOTAIS.....	119
5.12 SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS	127
5.13 SÓLIDOS – TOMADAS INTERMEDIÁRIAS	129
5.13.1 SÓLIDOS EM SUSPENSÃO – TOMADAS INTERMEDIÁRIAS.....	130
5.13.2 SSV/SST – TOMADAS INTERMEDIÁRIAS.....	132
5.13.3 SÓLIDOS TOTAIS – TOMADAS INTERMEDIÁRIAS	133
5.14 OXIGÊNIO DISSOLVIDO.....	135
5.15 FÓSFORO TOTAL	137
5.16 NITROGÊNIO AMONÍACAL.....	140
5.17 NITROGÊNIO TOTAL KJELDAHL (NTK).....	142
5.18 RECIRCULAÇÃO DE LODO.....	144
6 CONCLUSÕES.....	150

7 RECOMENDAÇÕES	154
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	155
ANEXOS.....	167

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1: Esquema da conversão de matéria orgânica.....	6
Figura 3.2: Seqüências metabólicas e grupos envolvidos na seqüência metabólica.....	8
Figura 3.3: Perfil de crescimento bacteriológico.....	11
Figura 3.4: Efeitos dos nutrientes sobre a concentração de bactérias X, para grupos metanogênicos	16
Figura 3.5: Diagrama esquemático do sistema contendo reator compartimentado anaeróbio (BACHMANN <i>et al.</i> , 1982).....	22
Figura 3.6: Diagrama esquemático do sistema modificado contendo o reator compartimentado anaeróbio (BACHMANN <i>et al.</i> , 1982).....	23
Figura 3.7: Esquema do reator anaeróbio compartimentado.....	29
Figura 4.1: Vista geral da chegada do efluente e cada de máquinas.....	51
Figura 4.2: Detalhe da grade grosseira e caixa de areia.....	52
Figura 4.3: Calha Parshall.....	52
Figura 4.4: Sistema de alimentação do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio.....	53
Figura 4.5: Detalhe da Peneira Estática.....	53
Figura 4.6: Vertedor triangular de 15° e registro de gaveta.....	54
Figura 4.7: Reator Compartimentado Anaeróbio/Aeróbio.....	55
Figura 4.8: Esquema do Reator Compartimentado Anaeróbio/Aeróbio – Planta.....	56
Figura 4.9: Perfil do Reator Compartimentado Anaeróbio/Aeróbio	57
Figura 4.10: Esquema Geral do Sistema de Tratamento.....	58
Figura 4.11: Vista da Lâmina Líquida da Câmara 1.....	59
Figura 4.12: Vista da Lâmina Líquida da Câmara 2.....	59
Figura 4.13: Vista da Lâmina Líquida da Câmara 3.....	60

Figura 4.14: Vista da Lâmina Líquida da Câmara 4.....	60
Figura 4.15: Difusor de ar	61
Figura 4.16: Compressor utilizado para o sistema de aeração.....	61
Figura 4.17: Decantador Laminar.....	62
Figura 5.1: Temperatura Atmosférica registrada na ETE Graminha.....	69
Figura 5.2: Temperatura interna do reator ao longo do tempo.....	71
Figura 5.3: Volume total mensal da precipitação.....	72
Figura 5.4: Valores de pH nas câmaras ao longo do tempo.....	73
Figura 5.5: Alcalinidade Total ao longo do tempo.....	77
Figura 5.6: Alcalinidade Parcial (até pH = 5,75) ao longo do tempo.....	77
Figura 5.7: Relação alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial (AI/AP) ao longo do tempo.....	80
Figura 5.8: Ácidos Orgânicos Voláteis ao longo do tempo.....	83
Figura 5.9: DQO _{total} ao longo do tempo.....	85
Figura 5.10: Eficiência de Remoção de DQO _{total} ao longo do tempo.....	86
Figura 5.11: DQO _{filtrada} ao longo do tempo.....	93
Figura 5.12: Eficiência de Remoção de DQO _{filtrada} ao longo do tempo.....	94
Figura 5.13: Taxa de Carregamento Orgânico ao longo do tempo.....	100
Figura 5.14: Taxa de Carregamento Orgânico em função da porcentagem Remoção de DQO _{total}	101
Figura 5.15 – Demanda Bioquímica Oxigênio (DBO) ao longo do tempo.....	103
Figura 5.16: Eficiência de Remoção de DBO ao longo do tempo.....	104
Figura 5.17: Sólidos em Suspensão Totais ao longo do tempo.....	110
Figura 5.18: Sólidos em Suspensão Fixos ao longo do tempo.....	111
Figura 5.19: Sólidos em Suspensão Voláteis ao longo do tempo.....	111
Figura 5.20: Eficiência de Remoção de SST ao longo do tempo.....	112
Figura 5.21: Eficiência de Remoção de SSF ao longo do tempo.....	117
Figura 5.22: Eficiência de Remoção de SSV ao longo do tempo.....	118
Figura 5.23: Sólidos Totais ao longo do tempo.....	120
Figura 5.24: Eficiência de remoção de ST ao longo do tempo.....	121
Figura 5.25: Sólidos Totais Fixos ao longo do tempo.....	123
Figura 5.26: Eficiência de remoção de STF ao longo do tempo.....	124
Figura 5.27: Sólidos Totais Voláteis ao longo do tempo.....	125

Figura 5.28: Eficiência de remoção de STV ao longo do tempo.....	126
Figura 5.29: Sólidos Sedimentáveis ao longo do tempo.....	129
Figura 5.30: Sólidos em Suspensão Totais intermediários.....	130
Figura 5.31: Sólidos em Suspensão Fixos intermediários.....	131
Figura 5.32: Sólidos em Suspensão Voláteis intermediários.....	131
Figura 5.33: Relação entre SSV/SST.....	132
Figura 5.34: Sólidos Totais intermediários.....	133
Figura 5.35: Sólidos Totais Fixos intermediários.....	134
Figura 5.36: Sólidos Totais Voláteis intermediários.....	134
Figura 5.37: Oxigênio Dissolvido na Câmara Aeróbia e saída do reator ao longo do tempo.....	136
Figura 5.38: Fósforo Total ao longo do tempo.....	137
Figura 5.39: Eficiência de remoção de Fósforo Total ao longo do tempo.....	138
Figura 5.40: Nitrogênio Amoniacal ao longo da Fase 4.....	140
Figura 5.41: Eficiência de remoção de Nitrogênio Amoniacal ao longo da Fase 4.....	141
Figura 5.42: Nitrogênio Total Kjeldahl ao longo da Fase 4.....	143
Figura 5.43: Sólidos em Suspensão Totais presentes no lodo recirculado ao longo do tempo.....	145
Figura 5.44: Sólidos em Suspensão Fixos presentes no lodo recirculado ao longo do tempo.....	146
Figura 5.45: Sólidos em Suspensão Voláteis presentes no lodo recirculado ao longo do tempo.....	146
Figura 5.46: Sólidos Totais presentes no lodo recirculado ao longo do tempo.....	147
Figura 5.47: Sólidos Totais Fixos presentes no lodo recirculado ao longo do tempo.....	147
Figura 5.48: Sólidos Totais Voláteis presentes no lodo recirculado ao longo do tempo.....	148
Figura 5.49: Índice Volumétrico de Lodo – Lodo recirculado.....	148
Figura 5.50: Valores de pH do lodo recirculado ao longo do tempo.....	149

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1: Vantagens e limitações do processo anaeróbio para tratamento de efluentes (Adaptado de LETTINGA <i>et al.</i> 1980).....	21
Tabela 3.2: Desempenho do Reator Compartimentado Anaeróbio sob diferentes TCO, no estado de regime estacionário.....	24
Tabela 3.3: Alta Carga de Carregamento Orgânico.....	30
Tabela 3.4: Baixa Carga de Carregamento Orgânico.....	30
Tabela 3.5: Pesquisas realizadas em reatores anaeróbios compartimentados.....	31
Tabela 3.6: Eficiência de um reator anaeróbio compartimentado (Tenjo, Colômbia).....	33
Tabela 3.7: Vantagens e desvantagens do reator compartimentado anaeróbio.....	34
Tabela 3.8: Agrupamento de organismos de diversos gêneros presentes nos sistemas de lodos ativados.....	36
Tabela 3.9: Vantagens e desvantagens do processo aeróbio para tratamento de efluentes (SILVA, 1993; COLETTI, 1997; VON SPERLING 1997).....	41
Tabela 3.10: Vantagens e desvantagens do sistema de lodos ativados para tratamento de efluentes (SILVA, 1993; COLETTI, 1997; von SPERLING 1997).....	45

Tabela 3.11: Valores médios de DBO ₅ e SS dos experimentos realizados por CHUDOKA <i>et al</i> (1991), no tratamento de águas residuárias provenientes do Hospital Hanwa-Senpoka, em Osaka – Japão.....	46
Tabela 4.1: Parâmetros e frequência das análises.....	63
Tabela 4.2: Tempo de detenção hidráulico (h) em cada câmara.....	65
Tabela 4.3: Vazões de entrada e descarte na câmara 3.....	65
Tabela 5.1: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais da Temperatura atmosférica (°C).....	68
Tabela 5.2: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais da Temperatura para os efluentes (°C).....	70
Tabela 5.3: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais para o pH.....	72
Tabela 5.4: Valores de pH detectados na entrada da E.T.E.....	74
Tabela 5.5: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Alcalinidade Total (mg.CaCO ₃ .L ⁻¹).....	76
Tabela 5.6: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Alcalinidade Parcial (mg.CaCO ₃ .L ⁻¹).....	76
Tabela 5.7: Amplitude de variação de Alcalinidade Parcial e Total.....	78
Tabela 5.8: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para relação AI/AP, Alcalinidade Intermediária (pH 5,75 até 4,3; AI = AT – AP) / Alcalinidade Parcial (até pH = 5,75).....	79
Tabela 5.9: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Ácidos Orgânicos Voláteis (mg.HAc.L ⁻¹).....	82
Tabela 5.10: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para DQO _{total} (mg.O ₂ .L ⁻¹).....	85
Tabela 5.11: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para percentagem de remoção de DQO _{total}	86
Tabela 5.12: Comparação entre média de duas amostras na remoção parcial de DQO _{total} nas diferentes fases de estudo.....	87
Tabela 5.13: Comparação entre média de duas amostras na remoção total de DQO _{total} nas diferentes fases de estudo.....	88
Tabela 5.14: Resultados da Comparação de média de duas	

Tabela 5.14: Resultados da Comparação de média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com estudo com ZANELLA (1999) na remoção total de DQO_{total} nas diferentes fases de estudo.....	90
Tabela 5.15: Resultados da Comparação entre média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com NOUR (1996) na remoção total de DQO_{total} nas diferentes fases de estudo.....	91
Tabela 5.16: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para $DQO_{filtrada}$ ($mg.O_2.L^{-1}$).....	93
Tabela 5.17: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para percentagem de remoção de $DQO_{filtrada}$	94
Tabela 5.18: Comparação entre média de duas amostras na remoção parcial de $DQO_{filtrada}$ nas diferentes fases de estudo.....	95
Tabela 5.19: Comparação entre média de duas amostras na remoção total de $DQO_{filtrada}$ nas diferentes fases de estudo.....	96
Tabela 5.20: Resultados da Comparação entre média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com NOUR (1996) na remoção total de $DQO_{filtrada}$ nas diferentes fases de estudo.....	97
Tabela 5.21: Resultados da Comparação entre média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com LOPES (1999) na remoção total de $DQO_{filtrada}$ nas diferentes fases de estudo.....	98
Tabela 5.22: Resultados da Comparação entre média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com LOPES (1999) na remoção parcial de $DQO_{filtrada}$ nas diferentes fases de estudo.....	99
Tabela 5.23: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para TCO ($kg.DQO.m^{-3}.dia^{-1}$) para fase anaeróbia e aeróbia.....	99
Tabela 5.24: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para DBO_5 ($mg.O_2.L^{-1}$).....	102
Tabela 5.25: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de DBO_5	103

Tabela 5.26: Comparação entre média de duas amostras na remoção parcial de DBO ₅ nas diferentes fases de estudo.....	104
Tabela 5.27: Comparação de média de duas amostras na remoção total de DBO ₅ nas diferentes fases de estudo.....	105
Tabela 5.28: Resultados da Comparação entre média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com ZANELLA (1999) na remoção parcial e total de DBO ₅ nas diferentes fases de estudo.....	107
Tabela 5.29: Valores de TDH e velocidades ascensionais.....	108
Tabela 5.30: Velocidades ascendentes recomendadas para o projeto de reatores UASB tratando esgoto doméstico.....	108
Tabela 5.31: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos em Suspensão Totais (mg.L ⁻¹).....	109
Tabela 5.32: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos em Suspensão Fixos (mg.L ⁻¹).....	109
Tabela 5.33: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos em Suspensão Voláteis (mg.L ⁻¹).....	110
Tabela 5.34: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos em Suspensão Totais.....	112
Tabela 5.35: Comparação entre média de duas amostras na remoção parcial de SST nas diferentes fases de estudo.....	113
Tabela 5.36: Comparação entre média de duas amostras na remoção total de SST nas diferentes fases de estudo.....	114
Tabela 5.37: Resultados da Comparação entre média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com NOUR (1996) na remoção total de SST nas diferentes fases de estudo.....	115
Tabela 5.38: Resultados da Comparação entre média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com LOPES (1999) na remoção total de SST nas diferentes fases de estudo.....	116
Tabela 5.39: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos em Suspensão Fixos.....	117

Tabela 5.40: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos em Suspensão Voláteis.....	118
Tabela 5.41: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos Totais.....	119
Tabela 5.42: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos Totais.....	120
Tabela 5.43: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos Totais Fixos.....	123
Tabela 5.44: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos Totais Fixos.....	124
Tabela 5.45: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos Totais Voláteis.....	125
Tabela 5.46: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos Totais Voláteis.....	126
Tabela 5.47: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos Sedimentáveis (mL.L^{-1}).....	128
Tabela 5.48: Relação SSV/SST das tomadas intermediárias.....	132
Tabela 5.49: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Oxigênio Dissolvido ($\text{mg.O}_2\text{.L}^{-1}$).....	135
Tabela 5.50: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Fósforo Total (mg.L^{-1}).....	137
Tabela 5.51: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Fósforo Total.....	138
Tabela 5.52: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Nitrogênio Amoniacal (mg.L^{-1}).....	140
Tabela 5.53: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Nitrogênio Amoniacal.....	141
Tabela 5.54: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Nitrogênio Total Kjeldahl.....	142
Tabela 5.55: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Nitrogênio total Kjeldahl.....	143

LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

°C	Grau centígrado
<	Menor
%	Porcentagem
ABES	Associação Brasileira de Engenharia Sanitária
ABR	<i>Anaerobic Baffled Reactor</i>
Al	Alcalinidade Intermediária
AOV	Ácidos Orgânicos Voláteis
AP	Alcalinidade Parcial
AT	Alcalinidade Total
B1	Complexo de vitaminas B1
B12	Complexo de vitaminas B12
C1	Câmara 1
C2	Câmara 2
C3	Câmara 3
CA	Câmara Aerada
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
cm	Centímetros
CSTR	<i>Continually stirred tank reactor</i>
DAE	Departamento de Água e Esgoto
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio (mg.O ₂ .L ⁻¹)
DBOfilt	Demanda bioquímica de oxigênio filtrável (mg.O ₂ .L ⁻¹)

DQO	Demanda química de oxigênio ($\text{mg.O}_2.\text{L}^{-1}$)
DQOfilt	Demanda química de oxigênio filtrável ($\text{mg.O}_2.\text{L}^{-1}$)
E.S.	Espírito Santo
E.T.E.	Estação de Tratamento de Esgotos
g	Gramma
Ka	Constante de dissociação do sistema HA/A^-
L	Litro
Lbf	Libra Força
m	Metro
mm	Milímetro
min	Minuto
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
OD	Oxigênio Dissolvido ($\text{mg.O}_2.\text{L}^{-1}$)
pol	Polegada
PVC	Policloreto de Vinila
Q	Vazão (L.min^{-1})
rt	Taxa relativa de digestão a 30 °C ($\text{mg.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$)
r_{30}	Taxa relativa de digestão a temperatura T ($\text{mg.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$)
SS	Sólidos em Suspensão (mL.L^{-1})
SSF	Sólidos em Suspensão Fixos (mg.L^{-1})
SST	Sólidos em Suspensão Total (mg.L^{-1})
SSV	Sólidos em Suspensão Voláteis (mg.L^{-1})
ST	Sólidos Totais (mg.L^{-1})
STF	Sólidos Totais Fixos (mg.L^{-1})
STV	Sólidos Totais Voláteis (mg.L^{-1})
t	Unidade de tempo (dias)
TCO	Taxa de Carregamento Orgânico ($\text{kg.DQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$)
TDH	Tempo de Detenção Hidráulico
v.	Volume
UASB	<i>Up Flow Aanerobic Sludge Blanket</i>
X	Concentração de bactérias

RESUMO

Silva, Gustavo Henrique Ribeiro. **Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário: Desempenho e Operação**. Campinas, Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas, 2001. 166 pp . Dissertação de Mestrado.

No presente trabalho de pesquisa foi estudada uma alternativa de união de processos anaeróbios e aeróbios sob a forma de um reator compartimentado anaeróbio/aeróbio, no tratamento de esgoto sanitário. O reator era composto por quatro câmaras seqüenciais, sendo as três primeiras anaeróbias e a última aeróbia, totalizando um volume aproximado de 2,5 m³. O lodo gerado pelo reator foi separado em um decantador laminar e recirculado à quarta câmara. O reator, localizado em uma E.T.E. da cidade de Limeira, SP, foi operado durante um período de 444 dias, dividido em cinco fases, com tempo de detenção hidráulica (TDH) total variando de 7 a 16 horas, alimentado com esgoto sanitário que havia recebido tratamento preliminar. As cinco fases de operação corresponderam a 10, 16, 12, 8 e 7 horas de TDH. Os valores de pH ao longo de todas as câmaras e decantador, variaram entre 5,7 e 8,3 e o valor médio foi de 6,8, não sendo necessária correção de pH durante o período de estudo. Os melhores valores de remoção de DBO₅ foram obtidos na Fase 4 (TDH=8 horas), 56,9 a 95,7%. Contudo o teste estatístico de comparação de médias de duas amostras, verificou não haver diferença significativa entre as fases, exceto Fase 2, ao nível de P=0,05. O desempenho do reator quanto a remoção de DQO_{total} e SST foi semelhante ao obtido para DBO₅, com valores de 31,4 a 95,6 e 21,0 a 97,3%, respectivamente, o mesmo ocorrendo para o teste estatístico realizado. Os valores encontrados para oxigênio dissolvido no interior da câmara 4 (aeróbia) foram satisfatórios na maior parte do tempo, de acordo com os valores citados na literatura, alcançando valor máximo de 4,70 e mínimo de 0 mg O₂.L⁻¹. A presença do decantador laminar foi importante na remoção de sólidos provenientes do reator. Após o 107º dia de operação, o lodo de recirculação apresentou uma sedimentabilidade de boa a ótima. A configuração do sistema em estudo, promove adequado tratamento do efluente aplicado aliado a uma produção de lodo aeróbio de fácil gerenciamento.

Palavras chave: reator compartimentado anaeróbio/aeróbio, esgoto sanitário, tratamento anaeróbio, tratamento aeróbio.

1. INTRODUÇÃO

A urbanização, o crescimento industrial e a elevação do padrão de vida provocaram um aumento na quantidade de esgotos municipais e agravaram as condições sanitárias nos últimos anos até o ponto em que não se pode mais confiar na simples diluição dos efluentes líquidos como forma de se evitar os indesejáveis efeitos da poluição.

A grande quantidade de matéria orgânica nos esgotos pode diminuir perigosamente o teor de oxigênio dissolvido na água, provocando mortandade de peixes e outros efeitos nocivos. Além disso, o despejo de esgotos poderia contaminar os corpos d'água com bactérias patogênicas. Assim, apesar de 99,9% dos esgotos urbanos serem constituídos por água, eles devem ser tratados para evitar consequências indesejáveis.

As águas da maioria dos rios brasileiros localizados nos grandes centros urbanos, principalmente das Regiões Sudeste e Sul, encontram-se impróprias para o consumo humano, devido ao grande número de indústrias e pessoas instaladas ali. Assim, os sistemas de tratamento de água para abastecimento municipal tornam-se cada vez mais sofisticados e onerosos. O grau de tratamento necessário depende do caráter e da composição dos esgotos e das possibilidades locais.

Um efluente, que não atenda às condições de lançamento (CONAMA 20/86), deve ser tratado. Para se atender essa importante premissa é necessária, então, a

implantação de um sistema de tratamento adequado às características desse efluente. Os efluentes inorgânicos são tratados na sua grande maioria por processos físico-químicos. Os orgânicos podem receber tratamento por processo físico-químico ou biológico. Os processos biológicos são adequados quando o efluente apresenta características biodegradáveis.

Tendo em vista a realidade econômica brasileira e a necessidade de implantação de estações de tratamento de esgoto sanitário, é muito importante que existam diversas opções de tecnologias adequadas às condições locais, capazes não só de apresentarem custos menores de implantação e operação que os sistemas convencionais, mas que produzam efluentes finais com a qualidade necessária a atender os padrões de lançamento exigidos.

Os processos biológicos que ocorrem na ausência de oxigênio livre, denominados anaeróbios. Ele pode apresentar como subproduto o gás metano, que pode ser utilizado como fonte de energia. Há cerca de 20 anos o interesse por este gás proporcionou um aumento na utilização do processo anaeróbio. Atualmente a produção de lodo em menor quantidade e já estabilizado é a característica mais valorizada deste processo. Outro processo de decomposição biológica, que ocorre na presença de oxigênio livre, é denominado processo aeróbio, são os mais utilizados e conhecidos. A implantação de sistemas com processos aeróbios necessitam de equipamentos como aeradores que demandam energia, e o lodo gerado como subproduto, ainda é passível de decomposição por ação biológica.

A decomposição anaeróbia é realizada basicamente por grupos de bactérias (eubactérias e arqueobactérias) em sintrofismo. Este equilíbrio depende primordialmente das condições ambientais, como pH, temperatura, composição do meio etc., assim, o controle das condições ambientais do sistema é fundamental para garantir a eficiência do processo. O conhecimento das relações entre os parâmetros operacionais e a eficiência do processo permite o dimensionamento e manutenção do sistema.

Na tentativa de minimizar as desvantagens e otimizar as vantagens presentes em ambos os processos, busca-se a união dos processos biológicos de tratamento de águas residuárias anaeróbios - que possuem baixa produção de lodo com elevado grau de estabilização aliado a um baixo consumo de energia elétrica, - com os processos aeróbios – que proporcionam uma boa qualidade e, estética do efluente, mas com uma alta geração de lodo.

A união desses dois processos de tratamento poderá ser de grande ajuda na manutenção da qualidade de vida nos corpos d'água, bem como na recuperação, mesmo que lenta, de muitos rios e lagos que já tiveram a sua qualidade alterada pelos resíduos produzidos pelo ser humano.

No presente trabalho será proposta uma alternativa para a realização dessa união de processos sob a forma de um reator compartimentado anaeróbio/aeróbio composto por quatro câmaras, com a finalidade de tratar esgoto sanitário.

As vantagens de um reator compartimentado são: a sua fácil construção, envolvendo menores custos que outras configurações, além de proporcionar uma boa estabilidade no processo de tratamento devido a sua divisão em câmaras.

O reator será composto por quatro câmaras sequenciais, sendo as três primeiras anaeróbias e a última aeróbia, totalizando um volume de aproximadamente 2,5 m³. O lodo gerado pelo reator será capturado em um decantador laminar e recirculado para a quarta câmara com a finalidade de, além da manutenção de alta qualidade de biomassa ativa no sistema, proporcionar uma maior estabilização do lodo.

2. OBJETIVOS

Esta pesquisa tem por objetivo principal estudar o comportamento das variáveis que descrevem os processos anaeróbio e aeróbio, em um reator compartimentado, de forma a determinar os parâmetros operacionais mais adequados ao sistema.

2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

a) Estudar o comportamento do sistema quando da variação do tempo de detenção hidráulica (TDH), da fase anaeróbia, no intervalo de 4 a 12 horas, mantendo o tempo de detenção hidráulica (TDH) da fase aeróbia em 4 horas;

b) Estudar o comportamento do sistema quando da variação do tempo de detenção hidráulica (TDH) da fase aeróbia no intervalo de 2 a 4 horas, determinando o tempo de detenção hidráulica (TDH) mais adequado para a fase anaeróbia, mantendo este constante;

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Esta revisão ilustrará aspectos relevantes à compreensão do trabalho que será desenvolvido, sendo composta por itens relacionados aos processos anaeróbios e aeróbios de tratamento.

Na literatura são poucos os trabalhos que abordam sistemas de tratamento de águas residuárias híbridos (anaeróbio e aeróbio) de reatores não convencionais, ficando, em sua maior parte, apenas com a justaposição de reatores, nos quais o sistema anaeróbio exerce a função de pré-tratamento.

3.1 PROCESSO BIOLÓGICO ANAERÓBIO

O processo anaeróbio baseia-se na utilização de microrganismos, na ausência de oxigênio livre, para a degradação de matéria orgânica. Esta degradação refere-se às reações que reduzem as dimensões de partículas, tornando-as solúveis ou, a nível molecular, quebram cadeias ou ligações triplas ou duplas existentes. Os produtos finais do processo anaeróbio são metano e compostos inorgânicos, incluindo o dióxido de carbono e amônia (McCARTY, 1982).

As pesquisas com processos anaeróbios no Brasil tiveram seu início por volta de 1975, em função da crise do petróleo de 1973, com o objetivo de se empregar esse tipo de tratamento como fonte alternativa de energia (HIRATA, 1994).

A digestão anaeróbia pode ser considerada como um ecossistema onde diversos grupos de microorganismos trabalham interativamente na conversão da matéria orgânica complexa em metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico e amônia, além de novas células bacterianas (CHERNICHARO, 1997).

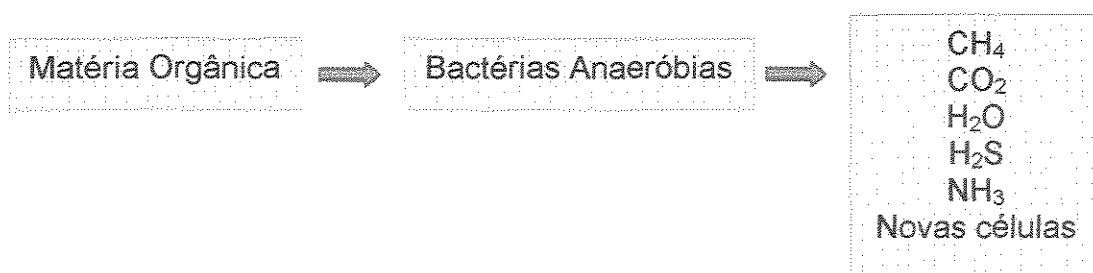


Figura 3.1: Esquema da conversão de matéria orgânica

De maneira geral pode-se dividir o processo de digestão anaeróbia em quatro fases distintas. São elas:

a) *hidrólise*: o substrato orgânico é convertido a compostos de menor massa molecular pelas enzimas excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas se degradam para formarem aminoácidos, os lipídeos são metabolizados a ácidos graxos de cadeia longa de carbono e glicerina, e os carboidratos são convertidos a açúcares solúveis (mono e dissacarídeos);

b) *acidogênese*: os compostos gerados na hidrólise são agora convertidos pelas bactérias anaeróbias restritas a substâncias mais simples, tais como os ácidos graxos voláteis (acético, propiônico e butírico), álcoois e compostos simples (CO₂, H₂, NH₃, H₂S);

e na produção de metano. Dependendo do estado de oxidação do material orgânico a ser convertido, a formação do ácido acético pode ser acompanhada pelo surgimento de CO_2 e H_2 . A pressão parcial do gás H_2 influencia significativamente na cinética desta etapa; e,

d) metanogênese: É a fase que limita o processo de digestão anaeróbia, exceto nos casos em que a hidrólise de um composto tenha velocidade significativamente pequena, como ocorre com os lipídios. O metano é produzido pelas arqueas metanogênicas acetotróficas, a partir da redução do ácido acético, e pelas arqueas metanogênicas hidrogenotróficas, a partir da redução CO_2 pelo H_2 . As arqueas metanogênicas acetotróficas geralmente limitam a taxa de conversão dos compostos orgânicos a biogás (Van HANDEL & LETTINGA, 1994). O fluxograma simplificado das etapas da digestão anaeróbia pode ser observado na Figura 3.2:

Nos sistemas de tratamento anaeróbio procura-se acelerar o processo de digestão, criando-se condições favoráveis. Essas condições se referem tanto ao próprio projeto do sistema de tratamento como às condições operacionais nele existentes. Em relação ao projeto de sistemas de tratamento têm-se duas prerrogativas básicas: (a) o sistema de tratamento deve manter grande massa de bactérias ativas que atue no processo da digestão anaeróbia e (b) é necessário que haja contato intenso entre o material orgânico presente no afluente e a massa bacteriana no sistema. Quanto às condições operacionais, os fatores que mais influem são a temperatura, o pH, a presença de elementos nutrientes e a ausência de materiais tóxicos no afluente (CAMPOS, 1999).

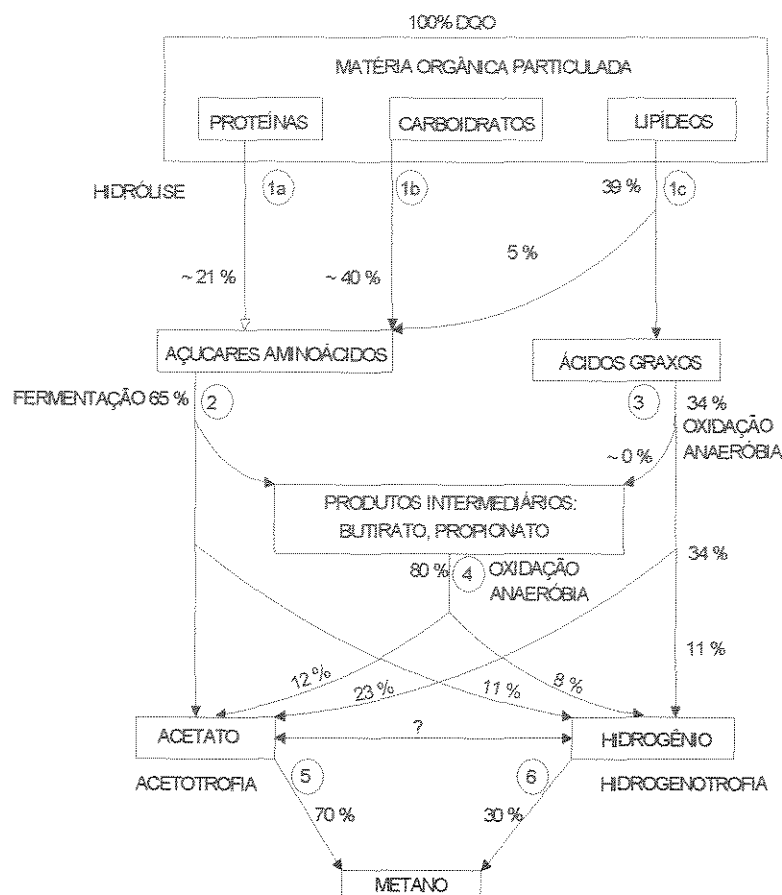


Figura 3.2: Seqüências metabólicas da digestão anaeróbica na degradação de esgotos sanitários (Fonte: KASPAR e WUHRMANN *apud* FORESTI, 1987)

As reações que compõem o processo de digestão anaeróbica são numerosas e complexas, produzindo muitos compostos intermediários, decorrentes do metabolismo microbiano e da bioquímica do processo anaeróbico.

3.1.1 MICROBIOLOGIA: BACTÉRIAS

O número de espécies de microrganismos que coexistem em sistemas anaeróbios é muito grande. SOUBES (1994) cita que em um biodigestor, que recebe

polímeros naturais, foram identificadas mais de 130 espécies diferentes. Dentre estas, ocorre a presença de bactérias, protozoários e fungos.

Os principais microrganismos empregados no processo anaeróbio, comentados por MALINA (1992), são as bactérias.

As diversas etapas envolvidas na estabilização da matéria orgânica inicial são realizadas por grupos distintos de bactérias, mas que são dependentes entre si. O substrato inicial é utilizado por um grupo específico de bactérias que produz compostos intermediários, os quais são o substrato para um segundo grupo e, assim por diante, até a estabilização desse substrato inicial (FORESTI, 1987).

Em tratamento de águas residuárias, as bactérias de maior interesse são classificadas como heterotróficas (as de vida simbiótica), pois transformam a matéria orgânica em minerais como gás metano e dióxido de carbono, conforme relata MALINA (1992).

As reações heterotróficas envolvem:

- a) Reações catalisadas por enzimas;
- b) Metabolismo respiratório: transferência externa de elétrons;
- c) Metabolismo fermentativo: não envolve transferência externa de elétrons, menor produção de energia, crescimento mais lento.

O material orgânico requerido pelas bactérias heterotróficas é variável. Algumas se satisfazem com uma dieta constituída apenas de glicose e substâncias nitrogenadas muito simples; enquanto outras exigem vários aminoácidos, além de gorduras, açúcares, etc.

Os microorganismos que participam do processo de decomposição anaeróbia podem ser divididos em três importantes grupos de bactérias, com comportamentos fisiológicos distintos:

- - Bactérias Fermentativas: transformam, por hidrólise, os polímeros em monômeros, e estes em acetato, hidrogênio, dióxido de carbono, ácidos orgânicos de cadeia curta, aminoácidos e outros produtos como glicose;
- - Bactérias Acetogênicas: produtoras de hidrogênio, o qual converte os produtos gerados pelo primeiro grupo (aminoácidos, açúcares, ácidos orgânicos e álcoois) em acetato, hidrogênio e dióxido de carbono;
- - Os produtos finais do segundo grupo são substratos essenciais para o terceiro grupo, que por sua vez constitui dois diferentes grupos de "arqueas metanogênicas". Um grupo usa o acetato, transformando-o em metano e dióxido de carbono, enquanto o outro produz metano, através da redução do dióxido de carbono (CHERNICHARO, 1997).

3.1.2 CINÉTICA

Segundo METCALF e EDDY (1991), a maioria das bactérias se reproduzem por fissão binária, onde um microorganismo divide-se formando dois novos indivíduos com características genéticas, na maioria das vezes, iguais ao do organismo gerador. Dependendo do tipo de bactéria, o tempo para ocorrer essa divisão pode variar de menos de 20 minutos até alguns dias. Essa divisão é influenciada por limitações ambientais, como concentração de substrato, presença ou não de nutrientes e disponibilidade de espaço físico. Nesses princípios se baseia a modelação matemática clássica da cinética de degradação biológica, desenvolvida para processos anaeróbios, e a desenvolvida para processos aeróbios.

Uma concentração de bactérias submetidas a um meio de cultura atravessa fases distintas. METCALF & EDDY (1991) apresentam o perfil do crescimento padrão de bactérias, conforme a Figura 3.3, dividindo-o em quatro fases:

- a) A fase de adaptação, ou fase *lag*: com a adição de um inóculo a um meio de cultura, esta fase representa o tempo requerido pelo organismo para se adaptar ao seu novo meio e iniciar seu processo de divisão;
- b) A fase de crescimento logarítmica: durante este período, as células dividem-se à taxa determinada por seu tempo de geração e sua habilidade ao processo de alimentação;
- c) A fase estacionária: onde a população permanece estacionária. As razões para este fenômeno são: que as células consumiram todo o substrato ou nutrientes para crescimento ou que o crescimento de novas células está equilibrado com a morte de células velhas; e,
- d) Fase endógena ou de decremento: durante esta fase, a taxa de morte bacteriana excede a produção de novas células. Em alguns casos, a "fase de morte" logarítmica é o inverso da fase de crescimento logarítmico.

Em processos contínuos de tratamento biológico, deseja-se que a população bacteriana alcance seu máximo de crescimento, o que equivale à fase estacionária de crescimento. Desta forma, a matéria orgânica contida na água residuária é degradada com maior eficiência.

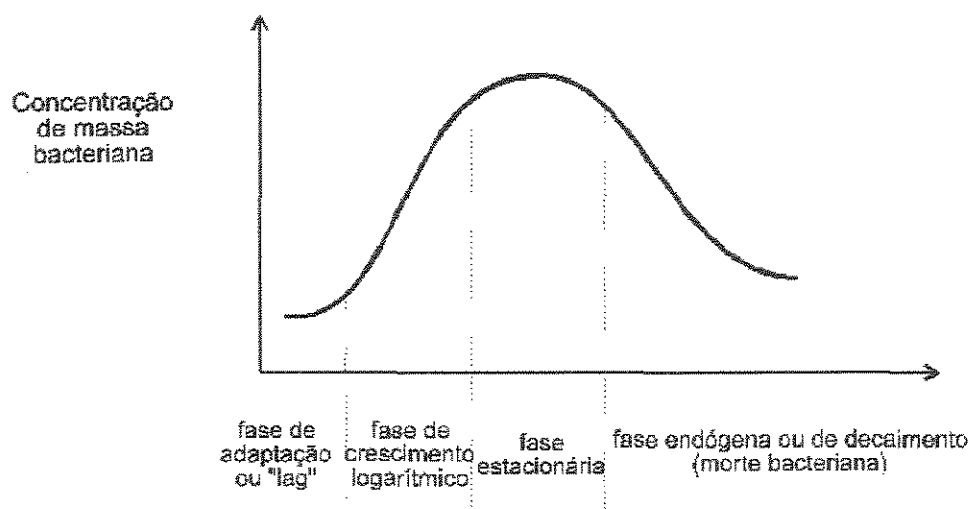


Figura 3.3: Perfil de crescimento bacteriológico
Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY (1991)

A duração de cada fase está relacionada à velocidade das reações metabólicas dos organismos envolvidos. Devido à especificidade das bactérias anaeróbias em relação ao substrato e ao fato de cada grupo de bactérias realizar apenas etapas das reações (e não as reações completas), a energia utilizada por bactéria é baixa, resultando em metabolismo lento.

Por existir um grande número de grupos bacterianos nos processos anaeróbios, e também pela grande quantidade de substratos e subprodutos envolvidos, é bastante difícil a equacionalização dos processos de conversão, embora os conhecimentos dos parâmetros cinéticos sejam de fundamental importância para um adequado e eficiente projeto de reatores anaeróbios.

Segundo Van HANDEL e LETTINGA (1994), muitos pesquisadores se dedicaram à derivação de expressões cinéticas para descrever o metabolismo bacteriano. Muitas dessas expressões se baseiam no trabalho original realizado por MONOD, sobre a fermentação alcoólica de açúcares.

Segundo CHERNICHARO (1997), pode se dividir, para estudos cinéticos, o processo de digestão anaeróbia em três estágios:

- 1 - hidrólise de compostos orgânicos complexos;
- 2 - produção de ácidos orgânicos, e;
- 3 - produção de metano.

3.1.3 REQUISITOS AMBIENTAIS

O equilíbrio dos processos anaeróbios depende de uma série de fatores ambientais, entre eles:

a) Temperatura:

A temperatura é o fator físico que mais interfere na seleção de espécies e na taxa de crescimento nos processos anaeróbios, já que os microorganismos não possuem um meio de controlar a própria temperatura, dependendo exclusivamente do meio onde estão (CHERNICHARO, 1997).

Em sistemas anaeróbios de tratamento de efluentes a temperatura deve variar o mínimo possível.

A maioria dos reatores anaeróbios são operados em temperaturas mesofílicas na faixa entre 30 a 37 °C, mas também podem ser operados a baixas temperaturas e longo tempo de residência celular (SPEECE, 1996).

VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) comentam a dependência que a digestão anaeróbia tem em relação à temperatura. Citam que há, na taxa de digestão anaeróbia de um sistema, um máximo relativo de 35°C e um máximo absoluto de 55°C, aproximadamente. Assim, abaixo de 45°C, distingue-se a região mesofílica e acima desta temperatura, termofílica. Para tratamento anaeróbio de esgoto sanitário, a temperatura depende de fatores climáticos e apresenta-se abaixo da temperatura ótima de digestão. Valores de temperatura entre 30° e 40°C conferem uma taxa máxima de digestão anaeróbia; porém, para valores abaixo de 30°C, a taxa de digestão anaeróbia decresce a uma proporção de 11% por °C. A taxa relativa de digestão torna-se:

$$r_t = r_{30} \cdot (1,11)^{(t-30)} \dots\dots\dots (eq.3.1)$$

onde:

r_t – taxa relativa de digestão à temperatura T ($mg.L^{-1}.d^{-1}$);

r_{30} - taxa relativa de digestão a 30 °C ($mg.L^{-1}.d^{-1}$), e;

t – temperatura de digestão (<30 °C).

A temperaturas baixas, a fração de sólidos orgânicos que pode ser metabolizada no processo é reduzida. A digestão anaeróbia pode ser possível a temperatura baixa, mas a eficiência e a taxa de digestão diminuem muito.

NACHAIYASIT (1995) apud BARBER (1999), operando um reator anaeróbio compartimentado não encontrou redução significativa na eficiência de remoção de DQO quando a temperatura diminuiu de 35 para 25 °C, atingindo uma estabilidade quanto aos valores em duas semanas.

b) pH

As arqueas metanogênicas são consideradas sensíveis ao pH, isto é, o crescimento ótimo ocorre em faixa estreita de pH, CAMPOS (1999).

SPEECE (1996) relatou que as arqueas metanogênicas se adaptam a pH entre 6,5 a 8,2, e as *Methanosarcina mazei* podem aceitar valores de pH menores que as outras arqueas da classe das metanogênicas.

No processo anaeróbio, os diferentes grupos de bactérias podem apresentar faixas ótimas de pH com valores diferentes. Por exemplo, as arqueas produtoras de metano têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,8 e 7,4, (ZEHNDER et al., 1982).

As bactérias produtoras de ácidos graxos voláteis, produtos gerados durante a decomposição anaeróbia, têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 5,0 e 6,0 (CHERNICHARO & AROEIRA, 1994).

c) Nutrientes

Em ordem decrescente de importância, são os seguintes nutrientes necessários às bactérias anaeróbias: nitrogênio, enxofre e fósforo (CHERNICHARO, 1997).

Por ser um grupo com características totalmente próprias, as arqueas metanogênicas necessitam de alguns micronutrientes especiais como: ferro, molibdênio, cobalto, níquel, selênio e tungstênio (FORESTI, 1987).

De acordo com MALINA (1992), os requerimentos nutricionais para o crescimento da massa microbiana e os fatores de crescimento são: energia, carbono, macronutrientes inorgânicos (nitrogênio e fósforo), micronutrientes inorgânicos (principais: enxofre, potássio, cálcio, magnésio, ferro, sódio e cloro; secundários: zinco, manganês, molibdênio, selênio, cobalto, cobre, níquel, vanádio e tungstênio) e fatores orgânicos de crescimento (vitaminas, aminoácidos, piridinas e outros).

SPEECE (1994) cita o tempo do metabolismo microbiano em função dos nutrientes presentes. Utilizando dados experimentais obtidos por diversos pesquisadores, o autor elaborou os gráficos apresentados na Figura 3.4, onde se observa que os efeitos de diferentes nutrientes sobre a concentração de bactérias são semelhantes.

SPEECE et al. (1983, 1986) e TAKASHIMA & SPEECE (1989) apud LETTINGA (1995) conduziram experimentos que estimulam a produção de metano a partir do acetato pelos nutrientes traço. Entre os elementos traço, Fe, Ni, e Co foram essenciais para atingir altas taxas de conversão de acetato em metano.

Segundo CHERNICHARO (1997), as necessidades nutricionais das bactérias são usualmente estabelecidas a partir da composição química das células. Devido ao grande número de bactérias diferentes envolvidas no processo e a complexidade de se determinar a composição celular, usa-se uma composição empírica das células na determinação dos requisitos ambientais. De acordo com METCALF & EDDY (1991), uma fórmula aproximada para a fração orgânica é $C_5H_7O_2N$. Como indicado pela fórmula, 53 % de massa da fração orgânica é carbono. A formulação $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$ pode ser usada quando fósforo é também considerado.

A quantidade requerida de cada nutriente é variável, o que não o torna menos importante. Se o nutriente em questão não atingir esta quantidade requerida, pode limitar o crescimento da massa microbiana. No entanto, se o nutriente exceder esta quantidade, pode assumir características tóxicas e inibir o crescimento da massa microbiana.

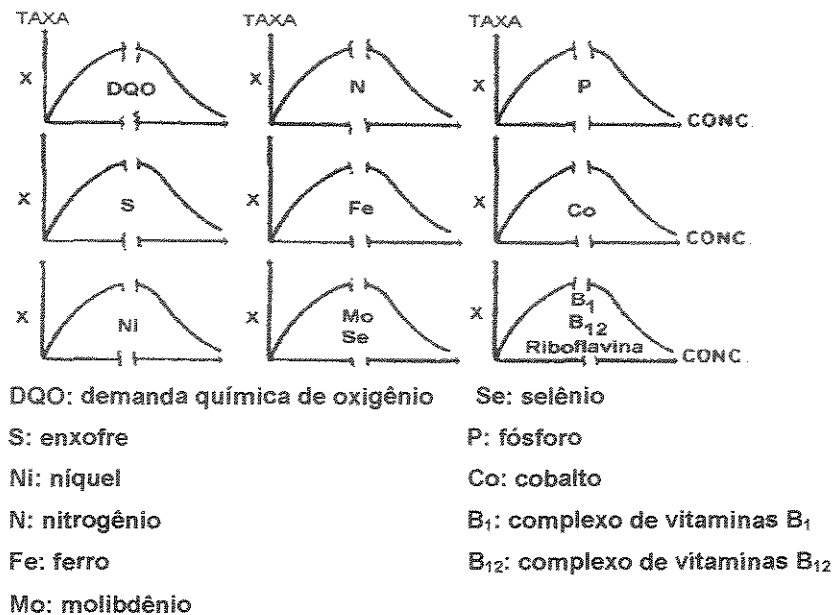


Figura 3.4: Efeitos dos nutrientes sobre a concentração de bactérias X, para grupos metanogênicos (Adaptado de SPEECE, 1994)

Muito pouco é conhecido sobre os elementos traço requeridos para a população mista na degradação de efluentes contendo metanol.

d) Toxicidade

Segundo GARCIA (1991), os fundamentos sobre toxicidade em microorganismos são:

- A toxicidade é função da concentração, ou seja, uma substância pode ser estimulante a baixas concentrações e, a partir de certa concentração, apresentar efeito tóxico;

- Uma substância somente é tóxica em estado solúvel;
- A adição de duas substâncias tóxicas pode acarretar efeito sinérgico, (quando há a soma dos efeitos), ou antagônico (quando um neutraliza o outro);
- A toxicidade é função do estado de oxidação do elemento;
- Pode haver adaptação de microorganismos em relação a um tóxico, desde que sua administração ocorra de forma gradual.

As arqueas metanogênicas são consideradas como sendo as mais sensíveis em relação aos compostos potencialmente tóxicos entre todos os microorganismos presentes no processo de conversão de compostos orgânicos a metano (SPEECE, 1983).

Alguns dos compostos tóxicos que podem ser encontrados em grande parte nas águas residuárias são: metais pesados, amônia, sulfeto, compostos farmacológicos, detergentes e desinfetantes, solventes, entre outros.

Os valores de $0,1 \text{ g.L}^{-1}$ ($\text{pH} = 6,85$) para sulfeto (HENZE e HARREMÓES, 1983) e $0,2$ a $1,0 \text{ g.L}^{-1}$ (pH maior que $7,6$) para amônia (FORESTI, 1991) são concentrações máximas que não produzem inibição ao processo com populações não adaptadas de microorganismos.

Ácidos graxos voláteis também são considerados tóxicos ao processo, pois um aumento excessivo em sua concentração provoca uma queda no valor do pH . Com o conseqüente consumo da alcalinidade presente, para o tamponamento do sistema, produz-se um desequilíbrio entre as várias etapas do processo, prejudicando o sintrofismo bacteriano que caracteriza o metabolismo anaeróbio.

Muitos compostos tóxicos incluindo formaldeído, ácido acrílico, tricloroetileno, clorofórmio e cianeto são biodegradáveis e perderam sua toxicidade no processo anaeróbio (SPEECE, 1996).

e) Alcalinidade

Devido à produção de ácido que se dá durante a solubilização e acidificação do processo de fermentação, que provocaria uma acidificação indesejada do meio, percebe-se a importância de um bom sistema de tamponamento no reator, capaz de manter o pH na faixa adequada.

Segundo SPEECE (1996), a neutralização do ácido acético com sódio, por exemplo, poderá elevar o pH do reator se resultar na produção de gás com 100 % de metano. Nesse caso, não haverá CO_2 suficiente para reagir com os álcalis que serão formados no processo.

Compostos, como CO_2 e ácidos graxos voláteis de cadeia curta, tendem a abaixar o pH, enquanto cátions geradores de alcalinidade, como íons de nitrogênio amoniacal provenientes da degradação de proteínas e o sódio originado da degradação de sabão, aumentam a alcalinidade e o pH (CAMPOS, 1999).

Um dos produtos finais de decomposição anaeróbia é o CO_2 que em presença de água forma o ácido carbônico. Este é um ácido fraco, cuja primeira constante de dissociação apresenta um valor muito adequado para se conseguir manter o pH de uma solução tamponada no valor exigido pelas arqueas metanogênicas, tornando-se necessária à presença de substâncias que consigam intervir no equilíbrio:

$\text{H}_2\text{CO}_3 \leftrightarrow \text{H}^+ + \text{HCO}_3^-$, deslocando-se para a direita. Substâncias que conseguem tal deslocamento são receptores de prótons, como as bases fortes (inadequadas para serem utilizadas em reatores anaeróbios, por poderem causar grandes variações momentâneas de pH), bases fracas como amônia (produto da decomposição anaeróbia de materiais protéicos) e ânions de ácidos mais fracos que o próprio H_2CO_3 , como fosfatos, silicatos, sulfetos e de outros ácidos orgânicos fracos, encontrados comumente em reatores anaeróbios, que gerarão em solução sais solúveis do íon HCO_3^- (MORAES, 1988).

Em reatores anaeróbios, os ânions de ácidos orgânicos, especialmente acetato (provavelmente o mais encontrado no meio), com valores de K_a maiores que 10^{-6} , fazem com que a alcalinidade do meio seja superestimada.

Segundo MORAES (1988), a maneira mais adequada de se proceder a análise de alcalinidade é a titulação ponto a ponto, uma vez que, dependendo das espécies receptoras de prótons presentes, o ponto final de titulação é diferente de 4,3. Contudo, o desenvolvimento dessas curvas é um processo muito demorado para operação de rotina. Dessa forma, RIPLEY et al. (1986) aconselham a utilização da relação:

Alcalinidade Intermediária/Alcalinidade Parcial,

onde : Alcalinidade Intermediária (Alcalinidade predominantemente de Acetato) de pH 5,75 a 4,3;

Alcalinidade Parcial (Alcalinidade predominantemente de HCO_3^-) até pH 5,75, como ferramenta de monitoramento por ser simples, barata e sensível a alterações do processo.

3.1.4 SISTEMAS ANAERÓBIOS DE TRATAMENTO

Inicialmente devemos distinguir dois tipos de sistemas anaeróbios de tratamento de águas residuárias: os sistemas convencionais e os sistemas de alta taxa. A grande diferença entre esses dois grupos de reatores é basicamente a carga orgânica que pode ser tratada.

Como sistemas convencionais pode-se citar os digestores de lodo, tanques sépticos e lagoas anaeróbias.

Entre os sistemas de alta taxa destacam-se: filtros anaeróbios, reatores de manta de lodo (UASB - upflow anaerobic sludge blanket), reatores compartimentados (ABR - anaerobic baffled reactor), reatores de leito expandido ou fluidificado, etc.

O processo anaeróbio é comparado ao aeróbio, no que se refere à sua aplicabilidade a efluentes líquidos com matéria orgânica de características biodegradáveis.

Na Tabela 3.1 apresentam-se vantagens e limitações do processo anaeróbio para tratamento de efluentes.

As principais vantagens do sistema anaeróbio são: a baixa produção de lodo, a aeração desnecessária e a possibilidade de obtenção de biogás (SWITZENBAUM & GRADY, 1986, CAMPOS & DIAS, 1989, RINTALA 1991). Em ANAEROBIC (1979) são comentadas ainda a baixa demanda de nutrientes e a menor sensibilidade aos metais pesados.

Tabela 3.1: Vantagens e limitações do processo anaeróbio para tratamento de efluentes (Adaptado de LETTINGA *et al.*, 1980).

Vantagens	Limitações
1) Baixa produção de sólidos biológicos residuais;	1) Processo mais sensível a alguns compostos específicos, como ao triclorometano, ao clorofórmio e ao cianeto, por exemplo;
2) O lodo biológico residual é um produto altamente estabilizado, do qual pode-se extrair água facilmente;	2) Longos períodos de tempo, em relação aos processos aeróbios, são requeridos para a partida do processo, como resultado da baixa taxa de crescimento das bactérias anaeróbias;
3) Baixo requerimento de nutrientes;	3) Muitas vezes um pós-tratamento adequado é requerido antes que o efluente seja lançado aos cursos d'água;
4) Não requer energia para aeração;	4) Pouca experiência prática;
5) Produção de metano, que é um produto final utilizável;	5) Passível emissão de odores, etc.
6) Podem-se aplicar altas cargas orgânicas, sob condições adequadas;	
7) O lodo anaeróbio mantém-se ativado por vários meses sem alimentação.	

3.1.4.1 REATORES COMPARTIMENTADOS ANAERÓBIOS

O primeiro trabalho publicado sobre reator compartimentado anaeróbio se deve a BACHMANN *et al.* (1982) *apud* NOUR (1996), apresentado na Primeira Conferência Internacional de Processos Biológicos de Filme Fixo. Neste trabalho, os autores compararam vários tipos de reatores anaeróbios: filtro anaeróbio, reator anaeróbio de discos rotativos e o reator compartimentado anaeróbio, que foi definido como sendo vários reatores UASB em série com uma característica única, a de não necessitar de um crescimento granular.

Um detalhe interessante foi a idéia da configuração inicial do reator anaeróbio compartimentado onde BACHMANN *et al.* (1982) *apud* NOUR (1996) imaginaram um

reator anaeróbio de discos rotativos funcionando de maneira estática, sem rotação dos discos.

A primeira concepção está apresentada na Figura 3.5 e, em seguida, a segunda configuração é mostrada na Figura 3.6. As duas configurações foram estudadas no trabalho de BACHMANN *et al.* (1982) *apud* NOUR (1996). A diferença principal entre os reatores compartimentados anaeróbios está na disposição das placas divisórias entre os compartimentos de fluxo ascendentes e descendentes de uma mesma câmara, de forma que no reator (Figura 3.6) o compartimento de fluxo descendente sofreu um estreitamento possibilitando um aumento no espaço reservado à manta de lodo do compartimento de fluxo ascendente e, assim, uma maior mistura entre o lodo e fluxo ascendente. O volume útil dos reatores foram de 0,68 e 6,30 litros, respectivamente.

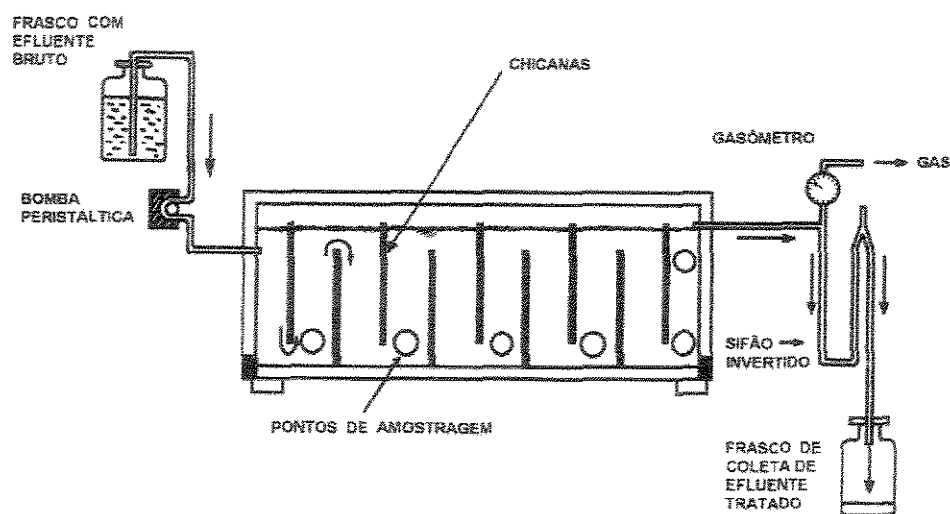


Figura 3.5: Primeira concepção do reator anaeróbio compartimentado, (BACHMANN *et al.*, 1982, figura adaptada por NOUR, 1996)

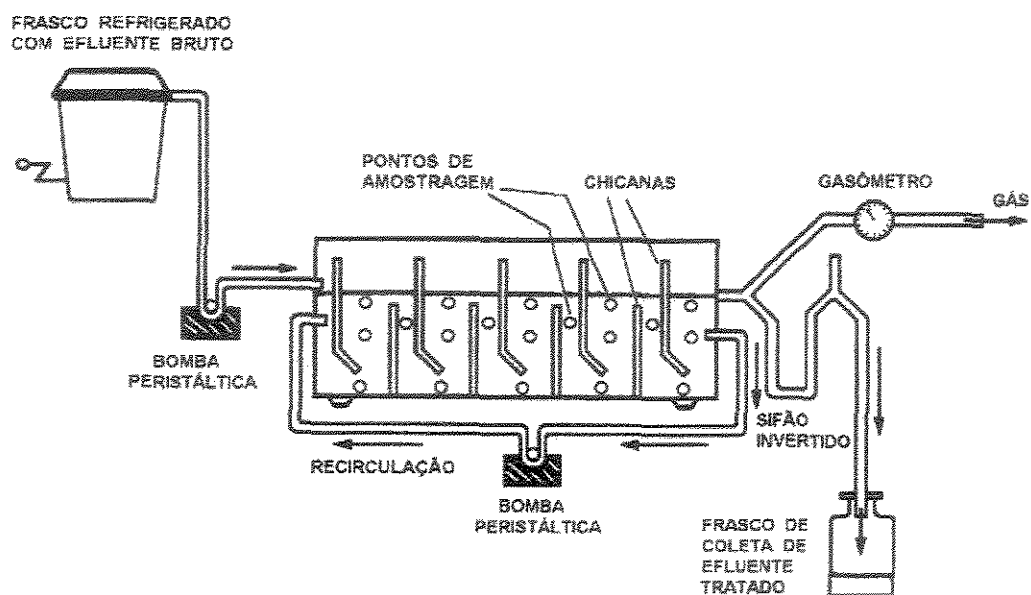


Figura 3.6: Diagrama esquemático do sistema modificado contendo o reator compartimentado anaeróbico (BACHMANN *et al.*, 1982, figura adaptada por NOUR, 1996)

Como pode ser verificado, a intenção era promover fluxos descendentes e ascendentes do afluente, dentro do reator por diversas vezes, possibilitando que o afluente atravessasse seguidas vezes a densa camada de população microbiana presente na manta de lodo existente em cada câmara. Este artifício possibilitou um maior contato entre o afluente e os microorganismos responsáveis pela degradação dos compostos presentes, além de diminuir a perda de sólidos por arraste. Outra característica é a inexistência de dispositivos de separação de fases, líquida, gasosa e sólida, no alto de cada câmara, pois os sólidos arrastados pelos gases em uma câmara acabam sendo retidos na seguinte, exceto aqueles sólidos com densidade suficientemente pequena para não vencer a velocidade ascensional existente em outra câmara (NOUR, 1996).

BACHMANN (1985) publicou um trabalho onde foram estudados diversos aspectos sobre a operação do reator compartimentado anaeróbico em escala de bancada. O reator apresentava 13 litros de volume útil, 5 câmaras e configuração

semelhante à apresentada na Figura 3.6. O afluente utilizado no estudo era sintético , apresentando uma DQO média de 8000 mg.L⁻¹ e pH na faixa de 6,6 a 7,2.

Este trabalho foi o primeiro a explicar as características do reator compartimentado anaeróbio, muito importante para o estudo do comportamento de um reator de nova concepção: eficiência na remoção e DQO frente à variação da taxa de carregamento orgânico (TCO) e tempo de detenção hidráulica (TDH), taxa de produção de metano e percentagem de metano no gás produzido durante a digestão. Os resultados deste trabalho estão apresentados na Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Desempenho do Reator Compartimentado Anaeróbio sob diferentes TCO, no estado de regime estacionário

Período de Operação	Dias de operação	TCO (g.DQO.L ⁻¹ .dia ⁻¹)	TDH (horas)	% de DQO removida	% de CH ₄ no gás
1	22	2,5	71	93	54
2	28	4,2	48	88	70
3	28	8,9	22	81	58
4	21	11,4	18	91	54
5	113	15,3	12	77	50
6	33	20,0	10	75	48
7	32	27,3	6,7	68	47
8	11	31,8	5,6	55	44
9	10	36,2	4,8	60	45

Fonte: BACHMANN *et al.* (1985)

BACHMANN *et al.* (1985) chegaram a várias conclusões ressaltando a importância do reator compartimentado anaeróbio, e indicando ser este uma opção viável para se tratar anaerobiamente efluentes líquidos. As conclusões foram as seguintes:

- O reator compartimentado anaeróbio mostrou-se promissor para o tratamento de efluentes líquidos industriais, pois combinava alta estabilidade e confiabilidade com alto aproveitamento do volume do reator, apresentava uma configuração simples, em que o arraste de sólidos era dificultado pela presença das divisões em compartimentos;

- Redução dos riscos de entupimento e perda de massa biológica (microorganismos), sem a necessidade de sistemas de coleta de gases e separação de sólidos;
- Não necessidade de descarte de lodo em nenhuma das câmaras durante o período de operação do sistema;
- Necessidade de estudos com reatores compartimentados anaeróbios em escala piloto para a verificação do desempenho do sistema frente a produção de gás e o efeito na hidrodinâmica do processo (aparecimento de turbulência nas câmaras, modificando as taxas de transferência de massa entre os grânulos e fase líquida), a recirculação do efluente tratado, a frequência e necessidade de descarte de sólidos, e da temperatura do afluente.

De acordo com CAMPOS (1999), este tipo de reator apresenta várias das principais vantagens dos reatores UASB, além de poder ser construído sem o separador de gases, portanto, com menores profundidades, facilitando sua execução enterrada e representando uma redução dos custos de implantação. Os reatores anaeróbios compartimentados são projetados com tempos de detenção hidráulica variando de 12 a 24 horas e profundidade de 2,5 a 3,5 metros.

NACHAIYASIT & STUCKEY (1995 b), observaram que a tendência de aumento da DQO na massa líquida do reator compartimentado anaeróbio, com o decréscimo do TDH (tempo de detenção hidráulica). Esse fenômeno foi, provavelmente, devido ao aparecimento de espaços mortos e formação de canais preferenciais juntamente com o menor tempo de contato entre os microorganismos e o substrato.

Segundo GROBICKI & STUCKEY (1992) a maior atividade bacteriana em termos de produção de gás, bem como o aumento da vazão, reduzem a formação de canais preferenciais, mantendo o leito de lodo no reator anaeróbio compartimentado parcialmente fluidificado, o que diminui o volume de espaço morto.

De acordo com BOOPATHY & TILCHE (1991), as principais vantagens do reator compartimentado híbrido anaeróbio são: o fato de não haver necessidade de sistema especial para separação de gás e sólidos; o regime de escoamento reduz o arraste hidráulico das bactérias e prescinde de que o lodo possua características de sedimentação além das usuais; pode ser operado por longos períodos e tempo sem remoção de lodo; tem capacidade para reter sólidos biológicos ativos em altas taxas; e, tem um projeto simples.

NOUR (1996), que estudou um reator compartimentado anaeróbio de 11 m³ e quatro compartimentos tratando esgoto sanitário, em três fases (1ª Fase – 12 horas de TDH e duração de 296 dias, 2ª Fase – 8 horas de TDH e duração de 266 dias, 3ª Fase - 12 horas de TDH e duração de 91 dias) obteve os seguintes valores de remoção de DBO₅ 37,3 a 80,6%; 26,1 a 81,7%; 55,7 a 86,3% respectivamente às fases, indicando que a operação do sistema com TDH de 12 horas tornava-o mais estável. Quanto à remoção de DQO_{total}, os valores foram: 33,9 a 64,7%; 24,5 a 75,9%; 41,2 a 73,7%, respectivamente para as três fases.

No mesmo trabalho verificou-se que os valores de pH no efluente da saída de todos os compartimentos, em todas as fases de operação, estiveram dentro da faixa ótima de 6,8 a 7,2, não atingindo em nenhum momento valores considerados prejudiciais às atividades das arqueas metanogênicas. Também foi relatado que os valores de Alcalinidade Total apresentaram um aumento ao longo do reator, em todas as fases de operação estudadas.

POVINELLI (1994) realizou estudos preliminares com um dos primeiros reatores compartimentados anaeróbios construídos no Brasil em escala piloto para pesquisas, com volume de 11 m³ e tratando esgoto sanitário. Neste trabalho foram obtidos resultados importantes quanto ao estudo da hidrodinâmica e partida do reator constituído de três câmaras e um compartimento para remoção de sólidos que sofressem arraste. Uma característica importante que deve ser ressaltada é a não

utilização de qualquer tipo de inóculo durante a etapa de partida. Os principais resultados obtidos foram os seguintes:

a) a ausência de inóculo retardou o término da etapa da partida, que não se completou totalmente no período de estudo de 6 meses. O TDH utilizado nesta etapa foi de 12 horas;

b) Mesmo sem inóculo, a eficiência de remoção de DBO_5 e SSV atingiu valores de 70 e 50% respectivamente, valores considerados bons para reatores que tratam esgoto sanitário;

c) No último mês de operação, os valores de DBO_5 e SSV no efluente tratado atingiram valores de 80 e 60 mg L^{-1} (valores próximos dos padrões de lançamento);

d) Mesmo com uma pequena manta de lodo formada, o TDH de 12 horas mostrou ser um valor viável para a operação do reator;

e) Os valores de pH dentro das várias câmaras permaneceram próximos do neutro;

f) O reator apresentou, no estudo de sua hidrodinâmica, espaços mortos, recirculação interna, e fluxo tendendo a escoamento pistonado quanto maior o TDH.

Uma primeira experiência utilizando um Reator Compartmentado Anaeróbio no Brasil, ao nível de escala real, foi implantada na cidade paulista de Cosmópolis (BARROS e CAMPOS, 1991), em três etapas, acompanhando o crescimento populacional da cidade. A Figura 3.7 apresenta um esquema da unidade de tratamento pertencente a 1ª etapa, em que segundo os autores “o reator conhecido neste projeto não mais poderia enquadrar-se no tipo de reator de chicanas, conforme proposto originalmente, sendo então denominado Reator Compartmentado Anaeróbio, para melhor adequar-se à situação”. No sistema, o esgoto sanitário, após o tratamento preliminar, entrava no reator constituído de 3 compartimentos em série com fluxo ascendente, com TDH total da ordem de 12 horas. O primeiro compartimento promovia a sedimentação e digestão dos sólidos, possuindo um volume de 180 m^3 e tempo de detenção da ordem de 3,0 horas. No segundo compartimento, projetado seguindo parâmetros adotados para reatores do tipo UASB, a velocidade ascensional era de 0,7

m.h^{-1} e o TDH da ordem de 7,0 horas, para um volume de 475 m^3 . Segundo os autores, no primeiro compartimento prevaleciam as etapas de hidrólise e acidogênese e, no segundo compartimento, a metanogênese seria a etapa predominante. De forma a auxiliar a retenção de sólidos biológicos que poderiam ser arrastados pelo efluente proveniente do segundo compartimento, um leito de brita nº 4, funcionando como um filtro, foi instalado no compartimento de número 3, projetado para um TDH da ordem de 2,5 horas e a taxa de aplicação superficial de $0,9 \text{ m.h}^{-1}$. O lodo biológico produzido nos compartimentos era removido quando necessário e lançado em leitos de secagem.

GROBICKI e STUCKEY (1992) apud BARBER e STUCKEY (1999), estudaram a hidrodinâmica em reatores (4-8 câmaras), utilizaram um traçador inerte (Li^+), ambos com e sem biomassa, e vários tempos de detenção hidráulica. Os modelos forneceram um método útil para calcular o grau de mistura e volume não usado (conhecido como “espaço morto”) dentro do reator. Eles acharam baixos níveis de espaço morto ($< 8\%$ espaço morto) em comparação com outros reatores anaeróbios, 50-93% em filtros anaeróbios (YOUNG e YOUNG, 1988, apud BARBER e STUCKEY, 1999) e $> 80\%$ em CSTR (STUCKEY, 1983 apud BARBER e STUCKEY, 1999).

Vários autores têm tratado esgotos com altas e baixas cargas de carregamento orgânico e apresentado bons resultados como pode ser observado nas Tabelas 3.3 e 3.4.

Por meio da Tabela 3.5, podem-se observar os resultados de vários autores, realizados com reatores anaeróbios compartimentados.

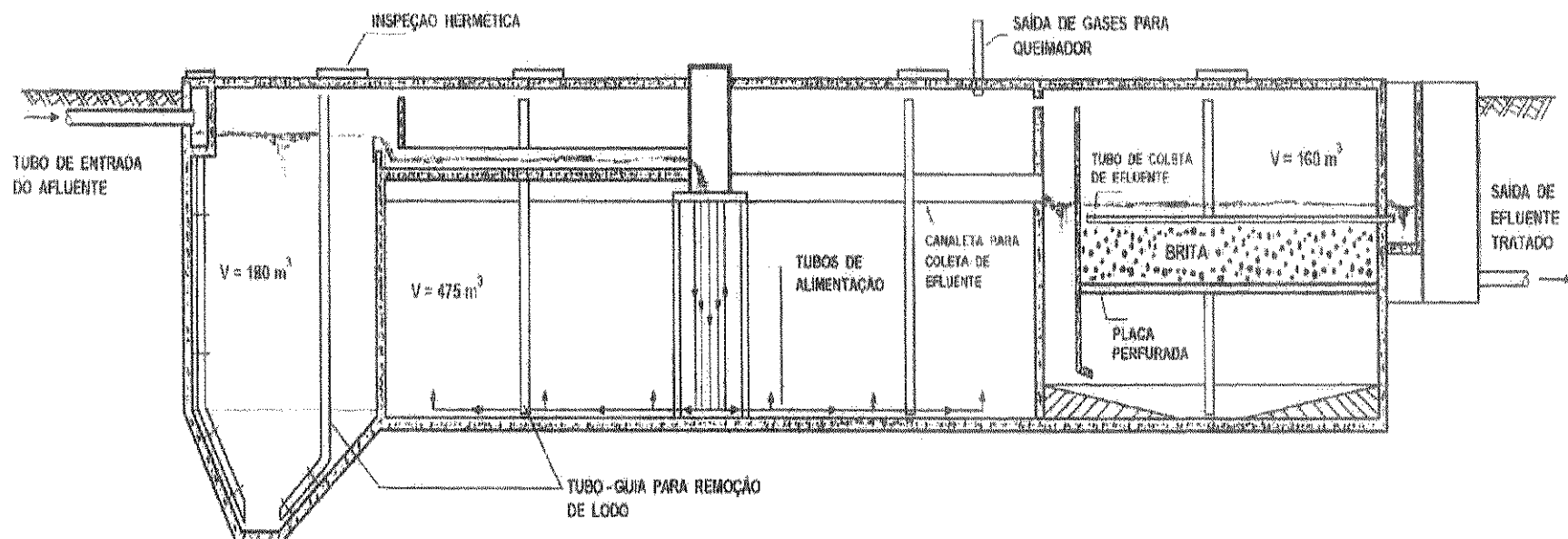


Figura 3.7 – Esquema do reator anaeróbico compartimentado

Fonte: BARROS e CAMPOS (1991)

Tabela 3.3: Alta Carga de Carregamento Orgânico

Afluente	TDH (h)	DQO Afluente (g/L)	Vol. do reator (L)	Temperatura (°C)	Remoção de DQO (%)	TCO (kg.DQO/m ³ .d)	Referência
Melaço Cru	850	990	150	37	50	28	Boopathy e Tilche, 1991
Melaço de Destilaria de Álcool	138-636	115,8	150	37	70-88	4,3-20	Boopathy e Tilche, 1992
Efluente de Suínos	360	58,5	15	35	62-69	4	Boopathy e Silvers, 1991
Destilaria de uísque	360	51	6,3	30	>90	2,2-46	Boopathy <i>et al.</i> , 1988

Fonte : Adaptado de BARBER e STUCKEY (1999)

Tabela 3.4: Baixa Carga de Carregamento Orgânico

Afluente	TDH (h)	DQO (mg/L)		Remoção de DQO	TCO (kg.DQO/m ³ d)	Referência
		afluente	efluente			
Esgoto Sanitário	87	438	109	75	0,13	Witthauer e Stuckey, 1982
Esgoto Sanitário	48	492	143	71	0,25	Witthauer e Stuckey, 1982
Esgoto Sanitário ^a	84	445	72	84	0,13	Witthauer e Stuckey, 1982
Sacarose ^b	6,8	473	74	74	1,67	Orozco, 1988
Sacarose ^b	8	473	66	86	1,42	Orozco, 1988
Sacarose ^b	11	441	33	93	0,96	Orozco, 1988
Abatedouro	26,4	730	80	89	0,67	Polprasert <i>et al.</i> , 1992
Abatedouro	7,2	550	110	80	1,82	Polprasert <i>et al.</i> , 1992
Abatedouro	2,5	510	130	75	4,73	Polprasert <i>et al.</i> , 1992

Fonte : Adaptado de BARBER e STUCKEY (1999)

^a Temperatura de 25 °C. ^b Temperaturas abaixo de 16 °C. Todos os outros trabalhos apresentados na tabela apresentaram temperaturas na faixa mesofílica.

Tabela 3.5: Pesquisas realizadas em reatores anaeróbios compartimentados

(Adaptado de BARBER e STUCKEY, 1999)

Substrato	Vol. Reator (L)	Nº de compartimentos	Temp. (°C)	TDH (h)	TCO (kg.DQO/m ³ /d)	DQO de entrada (mg DQO/L)	Remoção de DQO (%)	Autor
Efluente de processamento de algas marinhas	9,8	5	35	360	0,4-2,4	6000-36000		Chynoweth, 1980
Efluente de processamento de algas marinhas	10	4	35		1,6			Fanin <i>et al.</i> , 1981, 1982
Mistura de proteínas e carboidratos	6,3	5	35		2-20	7100-7600	79-82	Bachmann <i>et al.</i> , 1983
	8	6	25-33	48-84	0,1-0,4	480	684	Witthauer and Stuckey, 1982
Mistura de proteínas e carboidratos	6,3	5	35	4,8-71	2,5-36	8000	55-93	Bachmann <i>et al.</i> , 1985
Esterco de porco diluído	20	-	30	60	1,8	< 5000	75	Yang and Moengangongo, 1987
Melaço	150	3	37		5,5	5000-10000	98	Yang <i>et al.</i> , 1988
Sacarose	75	11	13-16	6-12	0,7-2	344-500	85-93	Orozco, 1988
Esgoto de destilaria de uisque	6,3	5	30	360	2,2-3,5	51600	90	Boopathy <i>et al.</i> , 1988
Mistura de proteínas e carboidratos	10	8	35	20	1,2-4,8 ^b	4000	99	Grobicki and Stuckey, 1989
Mistura de proteínas e carboidratos	7,8-10,4	4-8	35	20-80	1,2-4,8	4000	95	Grobicki and Stuckey, 1991
Melaço	150	3	37	138-850	4,3-28	115771-990000	49-88	Boopathy and Tilche, 1991
Melaço	150	3	37	~138	20	115771-990000	70	Boopathy and Tilche, 1992
Esterco de porco	15	2-3	35	360	4	58500	62-69	Boopathy and Sievers, 1991

Substrato	Vol. Reator (L)	Nº de compartimentos	Temp. (°C)	TDH (h)	TCO (kg.DQO/m ³ /d)	DQO de entrada (mg DQO/L)	Remoção de DQO (%)	Autor
Esgoto sanitário	350	3	18-28	4,8-15	2,17	264-906	90	Garuti <i>et al.</i> , 1992
Esgoto de abatedouro	5,16	4	25-30	2,5-26	0,9-4,73	450-550	75-90	Polprasert <i>et al.</i> , 1992
Mistura de proteínas e carboidratos	10	4-8	35	1-80		4000		Grobicki and Stuckey, 1992
Melaço	150	3	37	24-144	10	115771-990000	40-75	Xing and Tilche, 1992
Melaço	150	3	37	~140	20	115771-990000	>70	Xing <i>et al.</i> , 1991
Mistura de proteínas e carboidratos	10	8	35	20, 80	1,2-4,8	4000	98, 93	Nachaiyasit and Stuckey 1995
Esgoto de industria farceutica	10	5	35	24	20	20000	36-68	Fox and Venkatasubbiah, 1996
Composto fenólico	-	5	21	~ 24	1,67-2,5	2200-3192	83-94	Holt <i>et al.</i> , 1997
Glicose	6	5	35	12	2-20	1000-10000	72-99	Bae <i>et al.</i> , 1997
Mistura de proteínas e carboidratos	10	8	35	20-80	1,2-4,8	1000-4000	98	Barber and Stuckey, 1997 a
Esgoto municipal e industrial	394000	8	15	10,3	0,85	315°	70	Orozco, 1997
Mistura de proteínas e carboidratos	10	8	15,25,35	20,20, 20	1,2-4,8	4000	75, 83, 93, 97, 96	Nachaiyasit and Stuckey 1995
Mistura de proteínas e carboidratos	10	8	35	20	4,8-9,6	4000	90-98	Nachaiyasit and Stuckey 1995
Mistura de proteínas e carboidratos	10	8	35	1-20	4,8-9,6	4000	52-98	Nachaiyasit and Stuckey 1995
Esgoto sanitário	11000	3+filtro	Média de 24	12			Média de 50	Povinelli, 1994
Esgoto sanitário	11000	3+filtro	23 a 27	8 a 12			42,1 a 57,7	Nour, 1996
Esgoto sanitário	11000	4	Antes inoculação	12	3,17-10,18	490	55,0	Povinelli, 1999
			Após inoculação	12	3,18-7,14	429	63,0	Povinelli, 1999

^b Apresentou resultados também com um choque em relação a taxa aplicada de 96 kg/m³/d. ^c Valor de DBO₅

OROZCO (1997) apresenta, por meio da Tabela 3.6, os resultados da eficiência de um reator compartimentado anaeróbio operado em escala piloto em uma pequena cidade da Colômbia (Tenjo, população < 2500 habitantes).

Tabela 3.6: Eficiência de um reator anaeróbio compartimentado (Tenjo, Colômbia)

ESGOTO	
Composição	Esgoto doméstico e industrial
TCO (g.DBO ₅ /L)	0,314
Sólidos Totais (g/L)	0,90
Sólidos Voláteis(g/L)	0,25
EFICIÊNCIA	
Taxa de Carregamento Orgânico (kg.DBO ₅ /m ³ d)	0,85
Eficiência de Remoção (%)	~70
TDH (h)	10,3
DBO ₅ de saída (g.DBO ₅ /L)	~0,1
REATOR	
Configuração do Reator	Reator aberto no topo
Número de Reatores	2
Volume (m ³)	394 (197 cada)
Dimensões do Reator ^a (m)	2,7:17:4,3
Número de Compartimentos	8

^a Dimensões do reator : altura:comprimento:largura

Algumas vantagens e desvantagens do reator compartimentado anaeróbio estão apresentadas na Tabela 3.7.

Tabela 3.7: Vantagens e desvantagens do reator compartimentado anaeróbio

Vantagens	Limitações
1) Desenho simples; 2) Elevado volume útil; 3) Baixa produção de lodo; 4) Ausência de separador de fases; 5) Baixo consumo de energia elétrica; 6) Retenção de biomassa sem uso de meio fixo; 7) Pode funcionar a baixas temperaturas (13 °C); 8) Alta capacidade de retenção de sólidos biológicos ativos; 9) Podem suportar efluentes com baixas e altas cargas de DBO ₅ ; 10) Obtenção de ótimo desempenho com lodo não granular; 11) Elevada estabilidade e reabilitação a choques, etc.	1) Produção de efluente com baixa qualidade visual; 2) Produção de odores; 3) Necessidade de pós-tratamento; 4) Partida lenta; 5) Remoção insatisfatória de nitrogênio, fósforo e patógenos; 6) Efluente com baixa quantidade de oxigênio dissolvido, etc.

3.2 PROCESSOS AERÓBIOS

Os processos aeróbios têm como principal característica, como o próprio nome já diz, a estabilização da matéria orgânica biodegradável presente nas águas residuárias por meio de diversos grupos de bactérias na presença de oxigênio dissolvido.

São utilizados para tratar uma enorme variedade de compostos e tipos de resíduos, sejam domésticos ou industriais. Os produtos finais da estabilização são o CO₂ e matéria orgânica na forma de biomassa (lodo).

3.2.1 MICROBIOLOGIA

A microfauna é, então, composta por diversos tipos e espécies de seres como protozoários, bactérias, fungos, leveduras e micrometazoários (CETESB, 1989 apud COLETTI, 1997).

Em sistemas de lodos ativados apenas a microfauna é encontrada, pois a turbulência, em razão da aeração, não permite o desenvolvimento de organismos maiores. A turbidez decorrente do material em suspensão provoca a ausência de luz, evitando o desenvolvimento de algas. Com relação à microbiota, encontram-se normalmente em vários tipos de bactérias e, às vezes, fungos e leveduras. Representando a microfauna, encontram-se protozoários e micrometazoários (rotíferos e pequenos vermes) (CETESB, 1989).

As bactérias são os organismos de maior importância, uma vez que são elas as maiores responsáveis pela estabilização da matéria orgânica e pela formação de flocos, por meio da conversão da matéria orgânica biodegradável em novo material celular, CO₂, água, e outros produtos inertes. Os fungos são elementos indesejáveis ao tratamento, pois dificultam a boa formação do floco, tendo em geral, forma filamentosa. Os protozoários não contribuem diretamente para a estabilização da matéria orgânica, assim como os rotíferos; estes quase não existem no processo de lodos ativados, mas já aparecem na modalidade de aeração prolongada (JORDÃO e PESSOA, 1995).

A microfauna de um sistema de lodos ativados em operação normal é quase sempre bastante diversificada, sendo composta por diferentes grupos de organismos, onde cada um possui várias espécies. Quando uma microfauna é dominada por uma espécie ou grupo, é quase sempre indicação de desequilíbrio trófico, proporcionada pela existência de fatores limitantes que impedem o desenvolvimento da maioria das outras espécies favorecendo o crescimento de formas mais tolerantes a tais fatores. Os

fatores limitantes mais comuns são geralmente a presença de carga de choque devido à descarga tóxica, subcarga ou sobrecarga, forte descarte de lodo e insuficiência na aeração (MADONI, 1994)

Na Tabela 3.8, estão agrupados os organismos dos diversos gêneros representantes da microfauna, freqüentemente encontrados no processo de lodos ativados.

Tabela 3.8: Agrupamento de organismos de diversos gêneros presentes nos sistemas de lodos ativados

Grandes Grupos	Gêneros Freqüentes
Classe Ciliada	
a) ciliados livre-natantes	<i>Paramecium</i> , <i>Colpidium</i> , <i>Litonotus</i> , <i>Trachelophyllum</i> , <i>Amphileptus</i> , <i>Chilodonella</i>
b) ciliados pedunculados	<i>Vorticella</i> , <i>Charchesium</i> e as sucórias <i>Acineta</i> e <i>Podophrya</i>
c) ciliados livres, predadores do floco	<i>Aspidisca</i> , <i>Euplotes</i> , <i>Stylonychia</i> , <i>Oxytricha</i>
Classe Mastigophora-flagelados	<i>Bodo</i> , <i>Cercobodo</i> , <i>Mona sp.</i> , <i>Oicomonas sp.</i> , <i>Euglena sp.</i> , <i>Cercomonas sp.</i> , <i>Peranema</i>
Classe Sarcodina-amebas	<i>Amoeba</i> , <i>Arcella</i> , <i>Actinophrys</i> , <i>Vahlkampfi</i> , <i>Astramoeba</i> , <i>Diffugia</i> , <i>Cochiopodium</i>
Classe Rotífera-rotíferos	<i>Philodina</i> , <i>Rotaria</i> , <i>Epiphanes</i>
Classe Nematoda-nematóides	<i>Rhabditis</i>
Filo Anelida - anelídeos	<i>Aelosoma</i>

3.2.2 CINÉTICA

A estabilização da matéria orgânica por meios aeróbios é feita por um conjunto de diferentes tipos de microorganismos, mas os principais estabilizadores de matéria orgânica são as bactérias. O crescimento bacteriano típico será descrito como principal fator cinético nos processos aeróbios.

3.2.2.1 CINÉTICA DE CRESCIMENTO BIOLÓGICO

Em uma cultura pura de bactérias sete fases podem ser descritas (SILVA, 1993; COLETTI, 1997):

- Inicialmente os microrganismos devem se adaptar ao meio, por isso não há crescimento perceptível, podendo ser considerado crescimento nulo: esta é a “fase de adaptação” (também conhecida como fase lag);
- Após a adaptação, começa a fase de crescimento máximo e constante, onde a velocidade de crescimento é dependente da capacidade dos microrganismos em processar o substrato;
- Está é a chamada “fase de crescimento logarítmico”;
- A terceira fase, chamada de “fase de desaceleração” marca o início da escassez de substrato com a conseqüente diminuição no ritmo de crescimento dos microrganismos;
- Com a limitação do substrato a população microbiana permanece estável, tendo taxa de crescimento nula - é a “fase estacionária”;
- A quinta fase é a chamada “fase de incremento de morte” onde a quantidade de mortes supera a de síntese, diminuindo a população;
- A seguir, na “fase de decaimento logarítmico” os microrganismos metabolizam o seu próprio material, onde a taxa de decaimento atinge o valor máximo;

- Finalmente ocorre a “fase do extermínio”, onde todos os microrganismos do cultivo morrem;
- Como em um sistema de tratamento de águas residuárias, tem-se o inter-relacionamento de várias culturas de diversas formas: interações comensalistas, mutualistas e antagonistas (relações de competição e predador-presa), nas quais cada microorganismo apresenta uma curva própria de crescimento. Ocorre, portanto, uma sucessão ecológica que depende de diversos fatores como: pH, tipo de substrato, temperatura e quantidade de oxigênio disponível. Como a maioria dos processos aeróbios são operados continuamente - com constante entrada de substrato não se pode perceber nitidamente essa sucessão (COLETTI, 1997).

3.2.3 REQUISITOS AMBIENTAIS

Diversos são os fatores que interferem no bom desempenho dos processos aeróbios:

a) Nutrientes

Todos os nutrientes necessários para um adequado crescimento celular devem estar presentes nos despejos. Nutrientes como nitrogênio e fósforo, que são requeridos em quantidades elevadas, podem se tornar limitantes ao crescimento bacteriano, quando insuficientes no afluente. Segundo LARANJEIRA FILHO (1989) apud COLETTI, (1997) os micronutrientes requeridos nos processos aeróbios: potássio, magnésio, cálcio, ferro, sódio, zinco, cobalto, molibdênio, cobre e iodo, encontram-se em quantidades suficientes na maioria dos despejos.

b) Temperatura

Segundo Von SPERLING (1997): a temperatura influencia:

- O crescimento;
- A atividade metabólica;

- A predominância de espécies de microrganismos;
- A taxa de transferência de oxigênio de duas maneiras opostas: - a elevação da temperatura causa uma redução na concentração de saturação, o que, por sua vez, implica na redução da taxa de transferência; - a elevação da temperatura causa um aumento no coeficiente global de transferência de oxigênio.

Portanto, com o aumento da temperatura fica mais fácil a transferência do oxigênio para o líquido, mas a quantidade de oxigênio que o líquido é capaz de “suportar” (concentração máxima de oxigênio) fica menor.

c) Oxigênio Dissolvido

O oxigênio é limitante no crescimento de microrganismos. A concentração de oxigênio dissolvido (OD) no tanque de aeração deve ser mantida entre 1,5 e 4 mg.O₂/L; 2 mg.O₂/L é um valor bastante utilizado. Valores acima de 4 mg.O₂/L apenas aumentam os custos de aeração, não melhorando a operação (METCALF & EDDY, 1991).

ALÉM SOBRINHO (1983) menciona que, para se obter a nitrificação, o oxigênio dissolvido deve ser mantido próximo de 2 mg.O₂/L. Baixas concentrações de oxigênio dissolvido, inferiores a 0,5 mg.O₂/L, é uma das causas do intumescimento filamentoso do lodo.

d) pH

o pH é um dos responsáveis pela seleção dos microrganismos presentes no sistema. Segundo METCALF & EDDY (1991) o pH ótimo para o crescimento bacteriano está entre 6,5 e 7,5. BRANCO (1986 apud COLETTI 1997) afirma que para pH abaixo de 6,5 a competição entre fungos e bactérias torna-se maior e entre 4,5 e 5,0 há uma predominância dos fungos como formadores de flocos.

O pH no tanque de aeração é altamente dependente da composição do afluente e exerce grande influência na presença dos microorganismos. Os flocos desejáveis ao

processo de lodos ativados são formados em pH na faixa de 6 a 9. O lodo ativado tende a desflocular-se e perder-se no efluente final em valores baixos de pH (ALÉM SOBRINHO, 1983).

e) Toxicidade

SANT'ANNA (1982) cita que vários elementos podem ser tóxicos aos sistemas de tratamento biológicos aeróbios:

- Metais pesados (cromo, cobre, etc.);
- Substâncias orgânicas (fenol, formaldeído, etc.), e;
- Amônia e sais orgânicos.

3.2.4 SISTEMAS AERÓBIOS DE TRATAMENTO

São várias as concepções que utilizam processos aeróbios para tratamento de águas residuárias: Lagoas Aeróbias, Lagoas Aeradas, Filtros Biológicos Aeróbios, Valos de Oxidação e Lodos Ativados, para o qual será dado maior ênfase na presente pesquisa.

Os sistemas aeróbios de tratamento de águas residuárias apresentam as seguintes vantagens e desvantagens apresentadas na Tabela 3.9:

Tabela 3.9: Vantagens e desvantagens do processo aeróbio para tratamento de efluentes (SILVA, 1993; COLETTI, 1997; Von SPERLING 1997);

Vantagens	Desvantagens
1) Necessidade de pequenas áreas de implantação; 2) Possibilidade de tratamento de diversos tipos de despejos; 3) Demanda bioquímica de oxigênio mais baixa no líquido sobrenadante; 4) Possibilidade de tratamento de despejos com altas cargas orgânicas; 5) Melhor qualidade e aparência do efluente; 6) Partida rápida; 7) Baixo tempo de detenção hidráulica, e etc.	1) Elevados custos de implantação e operação; 2) Elevado consumo de energia elétrica; 3) Grande produção de lodo; 4) Elevado índice de mecanização; 5) Necessidade de operação sofisticada, e 6) Lodo não estabilizado, etc.

Entre os processos aeróbios destaca-se o processo de lodos ativados, ao qual será dada maior ênfase neste trabalho. Este processo consiste, basicamente, na utilização de biomassa ativa em constante aeração e mistura com o efluente para estabilização da matéria orgânica. O processo como um todo consiste em um tanque de aeração e um decantador secundário, no qual a matéria sólida é retida e, então, parte é recirculada para o tanque de aeração.

3.2.4.1 LODOS ATIVADOS

Entre os processos de tratamento de efluentes, merece destaque o processo de lodos ativados, com muitas variações, ajustando-se e evoluindo ao longo deste século para atender aos diversos objetivos e eficiências desejados para o tratamento de efluente.

desvantagens são os custos elevados de construção e de operação e produção de grande quantidade de lodo putrescível, que necessita ser estabilizado antes da separação sólido-líquido (Van HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Segundo CHERNICHARO (1997), nos processos de lodos ativados uma grande parcela de DBO_5 de entrada - cerca de 50 a 60 % - é transformada em lodo, sendo uma das desvantagens dos processos aeróbios - uma alta produção de lodo não estabilizado.

No sistema de lodos ativados, o processo biológico é eficiente na remoção de vírus do esgoto sanitário, cuja capacidade está relacionada com a remoção de sólidos (GERBA et al., 1978 apud BITTON, 1994). Os vírus são também inativados pelos fatores ambientais e biológicos.

No processo biológico de lodos ativados, as bactérias são os microrganismos mais importantes, por serem responsáveis pela decomposição da matéria orgânica afluyente. Somente uma fração do resíduo original é realmente oxidado a compostos de baixa energia como NO_3^- , SO_4^{2-} , CO_2 , H_2O e NH_4^+ , enquanto que o remanescente é sintetizado em material celular (METCALF & EDDY, 1991).

Quando o efluente do sistema de lodos ativados apresenta concentrações elevadas de sólidos suspensos, apesar de ter havido boa floculação, o problema pode ser devido ao dimensionamento incorreto do decantador, aeração insuficiente ou deficiente, ou, ainda, da presença de organismos filamentosos (BLUNDI, 1982).

Os sistemas de lodos ativados de tratamento de águas residuárias apresentam as seguintes vantagens e desvantagens apresentadas na Tabela 3.10.

Tabela 3.10: Vantagens e desvantagens do sistema de lodos ativados para tratamento de efluentes (SILVA, 1993; COLETTI, 1997; Von SPERLING 1997);

Vantagens	Desvantagens
1) Partida rápida; 2) Baixo tempo de detenção hidráulica; 3) Melhor qualidade e aparência do efluente; 4) Possibilidade de tratamento de diversos tipos e despejos; 5) Possibilidade de tratamento de despejos com altas cargas orgânicas; 6) Maior quantidade de oxigênio dissolvido no efluente.	1) Grande produção de lodo não estabilizado; 2) Elevado índice de mecanização; 3) Elevado consumo de energia elétrica; 4) Elevados custos de implantação e operação; 5) Necessidade de operação sofisticada.

3.2.4.1 REATORES COMPARTIMENTADOS AERÓBIOS

FORESTI (1982) e BOOPATHY & TILCHE (1991) apud CLARETO (1997), destacaram a superioridade na eficiência dos reatores compartimentados, no tratamento de águas residuárias com alta concentração de carga orgânica, quando comparados aos reatores em única fase. Em reatores compartimentados, há maior resistência a choques decorrentes da variação afluente, onde somente a primeira câmara é alimentada com substrato e as subseqüentes com efluente da câmara anterior, separando o processo em etapas seqüenciais, que podem facilitar a degradação da matéria orgânica.

O uso de reatores em série beneficia potencialmente a seleção de grupos de microorganismos melhores adaptados, responsáveis pela estabilização da matéria orgânica. Esta seleção diminui a competição entre os microorganismos, melhorando o rendimento deste e, conseqüentemente, obtendo maior eficiência do processo. Além

disso, a compartimentalização atenua a potencialidade de toxicidade nas câmaras que se seguem (CLARETO, 1997).

CHUDoba *et al.*(1991) pesquisaram dois sistemas de lodos ativados, em paralelo – empregando reator de mistura completa e reator compartimentado (oito compartimentos) ambos de mesmo volume total (1340 L), mesma área de superfície de contato material (37,5 m³) e tratando águas residuárias, provenientes do Hospital Hanwa-Senpoka, em Osaka – Japão. Nesta pesquisa CHUDoba *et al.*(1991) confirmaram que os reatores produzem efluentes da mesma qualidade em relação à DBO₅ e a DQO solúveis. Contudo, foi comprovada a superioridade do reator compartimentado na degradação de compostos tóxicos – como por exemplo o fenol – além de conter o crescimento de microorganismos filamentosos. Também foi observado que o reator compartimentado produz melhor efluente com menor DBO₅ total, obviamente devido á baixa concentração de sólidos em suspensão presentes no efluente deste sistema. Os valores médios dos resultados de DBO₅ e sólidos em suspensão (SS) são apresentados na Tabela 3.11.

Tabela 3.11: Valores médios de DBO₅ e SS dos experimentos realizados por CHUDoba *et al* (1991), no tratamento de águas residuárias provenientes do Hospital Hanwa-Senpoka, em Osaka - Japão

Afluente (mg/L)		Efluente (mg/L)					
		Reator Compartimentado			Reator de Mistura Completa		
DBO ₅ (mg/L)	SST (mg/L)	DBO ₅ (mg/L)	DBO ₅ filt (mg/L)	SST (mg/L)	DBO ₅ (mg/L)	DBO ₅ filt(mg/L)	SST (mg/L)
144	242	35	17	15	45	18	37

DBO₅: Demanda bioquímica de oxigênio, ML⁻³

DBO₅ filt: Demanda bioquímica de oxigênio, de amostra filtrada, ML⁻³

SST: Sólidos suspensos totais, ML⁻³

MAEDA (1999) estudou um reator compartimentado aeróbio de bancada, tratando esgoto sanitário proveniente da rede pública de esgotamento. Foram obtidos resultados que demonstraram um bom desempenho na remoção de DQO_{total} e DBO₅ total, com destaque para os valores médios obtidos durante a Fase 3 (de 12 a 8 horas

de tempo de detenção hidráulica e tempo de retenção celular “idade do lodo” de 10 dias), em que apresentou eficiência de 83 e 90%, respectivamente. Ainda na Fase 3, obteve-se uma eficiência média de SST e SSV com valores médios de 97% para ambos os parâmetros, apresentando os melhores resultados dentre as 5 fases estudadas.

3.3 PROCESSOS ANAERÓBIOS/AERÓBIOS

Sistemas envolvendo processos anaeróbio/aeróbio ainda não são muito usuais, mas sua utilização e pesquisa vêm crescendo nos últimos anos.

A maior parte dos sistemas citados na literatura são justaposições de reatores, já bastante estudados, anaeróbios e aeróbios (UASB seguido de lodos ativados, filtro biológico seguido de lodos ativados, filtro anaeróbio seguido de “wetlands”, etc).

O uso de reatores em série beneficia potencialmente a seleção de grupos de microrganismos melhores adaptados, responsáveis pela estabilização da matéria orgânica. Esta seleção diminui a competição entre os microrganismos, melhorando o rendimento destes e, conseqüentemente, obtendo uma eficiência melhor no processo.

Nessas concepções buscam-se associar as vantagens de ambos os processos:

- Baixo teor de sólidos em suspensão no efluente;
- Efluente com oxigênio dissolvido;
- Pouca cor;
- Ausência de odores desagradáveis;
- Alta remoção de carbono (DBO_5 , DQO);
- Se possível remoção de fósforo e nitrogênio;
- Baixos custos de operação;
- Baixa produção de lodo;
- Boa estabilidade no processo, etc.

Experiências relatadas na literatura mostram resultados promissores na junção dos processos anaeróbios e aeróbios:

SILVA (1993), utilizando um reator UASB seguido por um reator de lodos ativados, e tratando uma mistura de águas residuárias sanitárias e industriais, obteve remoções de 78 a 89% de DQO_{total} , 82 a 90% de $DQO_{filtrada}$, 74 a 96% para DBO_{total} , 93 a 98% de $DBO_{filtrada}$, 77 a 86% de SST e 79 a 96% de SSV.

GONÇALVES et al. (1997) estudaram a associação de reator UASB e biofiltro aerado submerso. Construído em Vitória-E.S., o sistema, composto por um reator UASB com 46 litros de volume útil seguido por um biofiltro com capacidade para 6,3 litros com meio granular composto por esferas de poliestireno de diâmetro efetivo de 3 mm, foi submetido a condições operacionais variáveis, através de alterações no tempo de detenção hidráulica, que variou no reator UASB de 16 a 4 horas. As eficiências de remoção obtidas pelo conjunto foram aproximadamente: 95% para SSV, 95% para DBO_5 e 88% para DQO.

SOUZA e FORESTI (1997) estudaram o comportamento da associação de um reator UASB, com capacidade para 4 litros, seguido por dois reatores seqüenciais em batelada aeróbios e paralelos, com capacidade de 3,6 litros cada, para a verificação do desempenho de remoção de DQO, NTK, SSV e nitrogênio amoniacal. O sistema foi alimentado com esgoto sintético, mantendo-se uma taxa de carregamento orgânico média de $2,53 \text{ kg.DQO.m}^3.\text{dia}^{-1}$, e um tempo de detenção hidráulica médio de 47 horas no reator UASB. Os reatores seqüenciais foram operados com ciclos de 4 horas, incluindo o tempo de enchimento, aeração, decantação e descarte. Os resultados obtidos no sistema foram animadores, com remoções médias de 95% de DQO, 96% de SSV e 85% de NTK.

Em relação a reatores anaeróbios/aeróbios, existe a necessidade de um número maior de pesquisas para a formação de um banco de dados que possibilite

uma melhor compreensão dos fenômenos envolvidos, bem como as melhores combinações de processos para a obtenção de efluentes com alta qualidade e de uma baixa produção de lodo.

LOPES (1999) estudou dois reatores compartimentados com volume total de 10 litros, um operando anaerobiamente, outro aerobiamente e, em seguida, os dois em série. Na Etapa I o reator compartimentado anaeróbio e o aeróbio foram alimentados com esgoto sanitário bruto, porém, na Etapa II o reator compartimentado aeróbio foi alimentado com efluente do reator compartimentado anaeróbio que recebia como afluente esgoto sanitário bruto.

Na Etapa I os reatores foram operados separadamente, ambos alimentados com esgoto sanitário bruto, mas com TDH diferentes, respeitando-se as características de cada processo, e a Etapa II os reatores foram operados em série, o reator aeróbio recebia o efluente do reator anaeróbio.

A Etapa II foi dividida em duas fases em função do TDH de operação. Na Fase 1 o reator foi operado com TDH de 8 horas, durante 91 dias, e na Fase 2, com duração de 127 dias e, o TDH foi de 6 horas.

Para remoção de DQO_{total} , LOPES (1999) apresentou os seguintes resultados em percentagem de remoção e desvio padrão: 89 ± 4 para a Fase 1 e 85 ± 5 para a Fase 2. Para $DQO_{filtrada}$ os resultados em percentagem de remoção e desvio padrão foram: 81 ± 7 para a Fase 1 e 79 ± 12 para a Fase 2.

LOPES (1999) obteve os seguintes valores de remoção e desvio padrão de SST e SSV: 94 ± 5 na Fase 1 e 82 ± 20 na Fase 2, para SSV, 92 ± 5 para a Fase 1 e 82 ± 15 para a Fase 2.

ZANELLA (1999) estudou a partida de um reator compartimentado anaeróbio/aeróbio, o mesmo utilizado na presente pesquisa. O sistema foi operado por 152 dias, sendo 61 dias com tempo de detenção hidráulica total inicial de 30 horas, sendo 24 horas nas câmaras anaeróbias. O tempo foi diminuído para 17,5 horas, sendo 15 horas nas câmaras anaeróbias, mantido assim por 63 dias e, finalmente, diminuído para 10 horas, sendo 8 horas nas câmaras anaeróbias e 2 horas na câmara aeróbia, mantido assim por 28 dias. O valor médio e desvio padrão de remoção total de DQO encontrados para os três tempos de detenção hidráulica estudados: 30, 17,5 e 10 horas foram, respectivamente: $53,8 \pm 22,2\%$, $59,10 \pm 8,70\%$ e $72,3 \pm 9,90\%$, valores estes relativos à partida do reator.

Quanto aos valores médios de remoção de DBO_5 para cada tempo de detenção hidráulica estudado (30, 17,5 e 10 horas) foram respectivamente: $70 \pm 15 \%$, $64 \pm 19 \%$ e $76 \pm 6\%$.

Os valores médios de eficiência de remoção de sólidos em suspensão totais foram $74 \pm 40,8\%$ para TDH de 30 horas, $72 \pm 16,9 \%$ para TDH de 17,5 horas e $73 \pm 12,4 \%$ para TDH de 10 horas.

Para remoção de sólidos em suspensão voláteis, os valores médios obtidos para cada tempo de detenção hidráulica foram: $81 \pm 20,3 \%$ para TDH de 30 horas: $70 \pm 12,7\%$ para TDH de 17,5 horas e $74 \pm 12,4 \%$ para TDH de 10 horas.

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 DESCRIÇÃO DO SISTEMA DE TRATAMENTO

O sistema de tratamento que foi utilizado para o desenvolvimento deste trabalho localiza-se na E.T.E. (Estação de Tratamento de Efluentes) do bairro da Graminha, no município de Limeira, São Paulo, onde é tratado esgoto sanitário proveniente da rede pública de coleta de esgotos. Uma vista geral da chegada do efluente e casa de máquinas podem ser observadas na Figura 4.1.

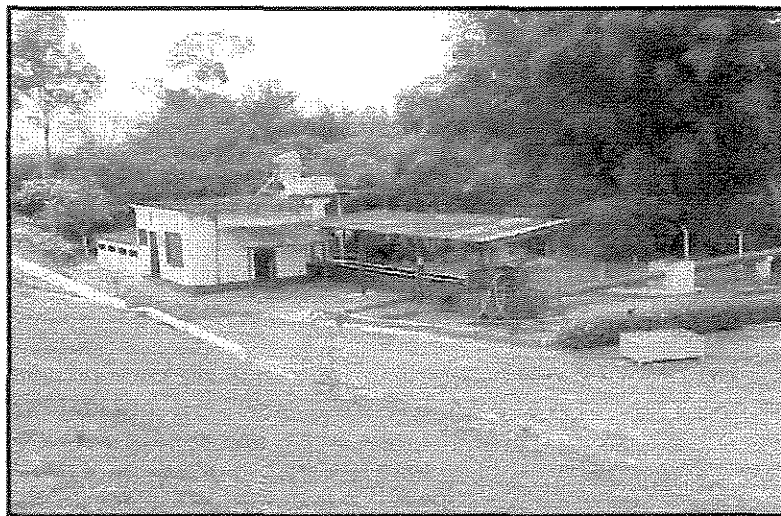


Figura 4.1: Vista geral da chegada do efluente e casa de máquinas

O esgoto, depois de coletado em um interceptor, passa por uma grade grosseira, de espaço entre barras de aproximadamente 2 cm, passando por uma caixa

de areia (Figura 4.2) e, em seguida, por uma calha Parshall para medir e regularizar a velocidade do fluxo (Figura 4.3).

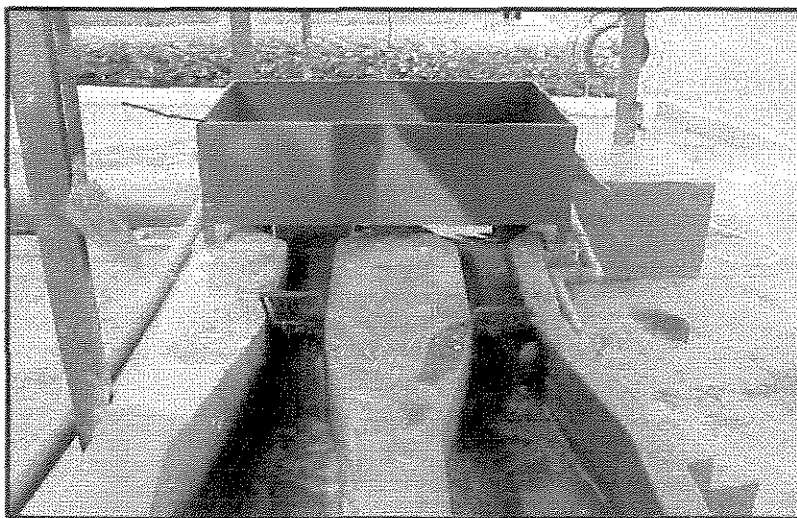


Figura 4.2: Detalhe da grade grosseira e caixa de areia

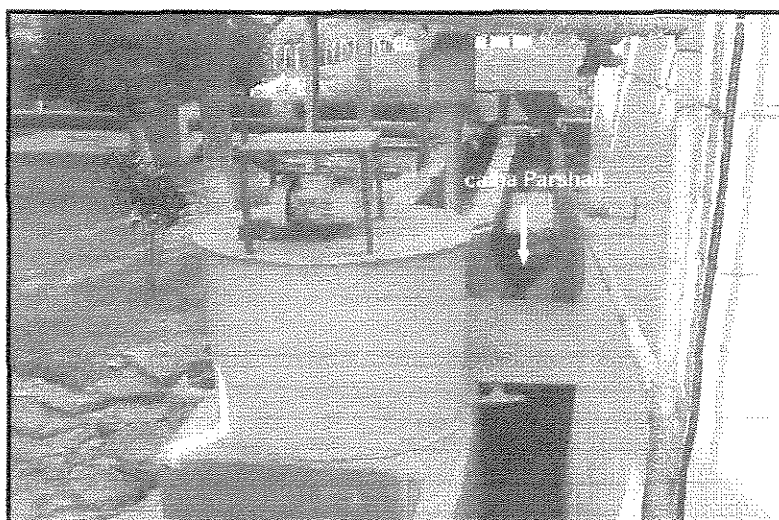


Figura 4.3: Calha Parshall

Em seguida o efluente é encaminhado para uma peneira estática de barras verticais de 1,5 mm de largura e abertura entre barras de 1,0 mm, e então encaminhado para dois reservatórios colocados em série, com volume unitário de 500 L, cuja finalidade é manter a pressão hidrostática constante do afluente do reator (Figura 4.4).



Figura 4.4: Sistema de alimentação do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio

Um detalhe da peneira estática pode ser observado por meio da Figura 4.5.

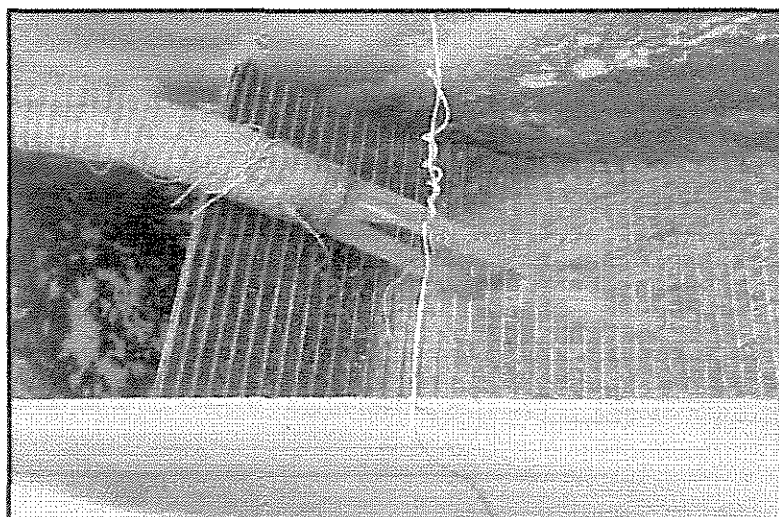


Figura 4.5: Detalhe da Peneira Estática

Após o segundo reservatório, o efluente é encaminhado para o sistema de tratamento, alvo deste estudo.

A vazão do efluente foi controlada por meio de um registro de gaveta colocado na tubulação de PVC e um vertedor triangular com 15° de abertura, confeccionado com chapa de aço inox (Figura 4.6).



Figura 4.6: Vertedor triangular de 15° e registro de gaveta

O sistema de tratamento consiste em um reator compartimentado anaeróbio/aeróbio, com dimensões: 3,06 m de comprimento por 1,30 m de altura por 1,50 m de largura, seguido por um decantador laminar com volume de 0,5 m³ de onde foi retirado o lodo para recirculação. O sistema é composto por 4 câmaras, sendo que as três primeiras são anaeróbias e a última câmara aeróbia (Figuras 4.7 e 4.8).

O perfil do reator compartimentado e os pontos de amostragem podem ser observados na Figura 4.9.

Um esquema completo do sistema de tratamento utilizado no estudo pode ser observado na Figura 4.10.

O reator utilizado para este estudo é o mesmo utilizado por ZANELLA (1999) para estudar a partida do mesmo.

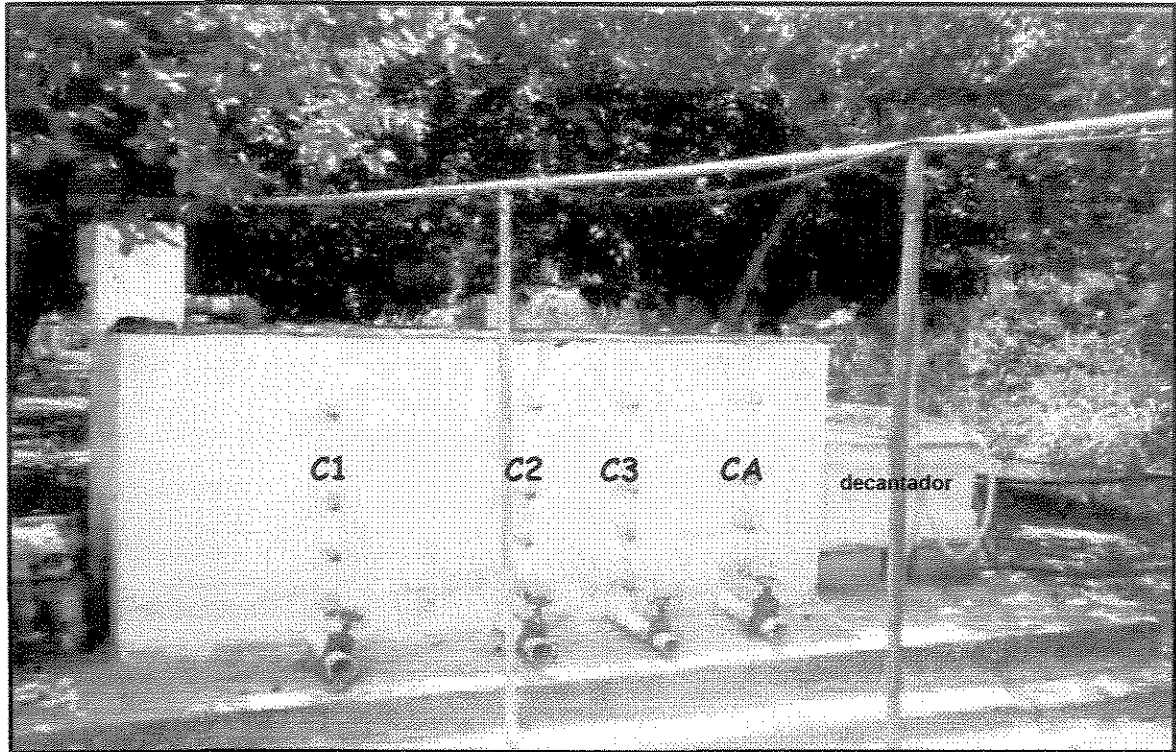


Figura 4.7: Reator Compartmentado Anaeróbio/Aeróbio

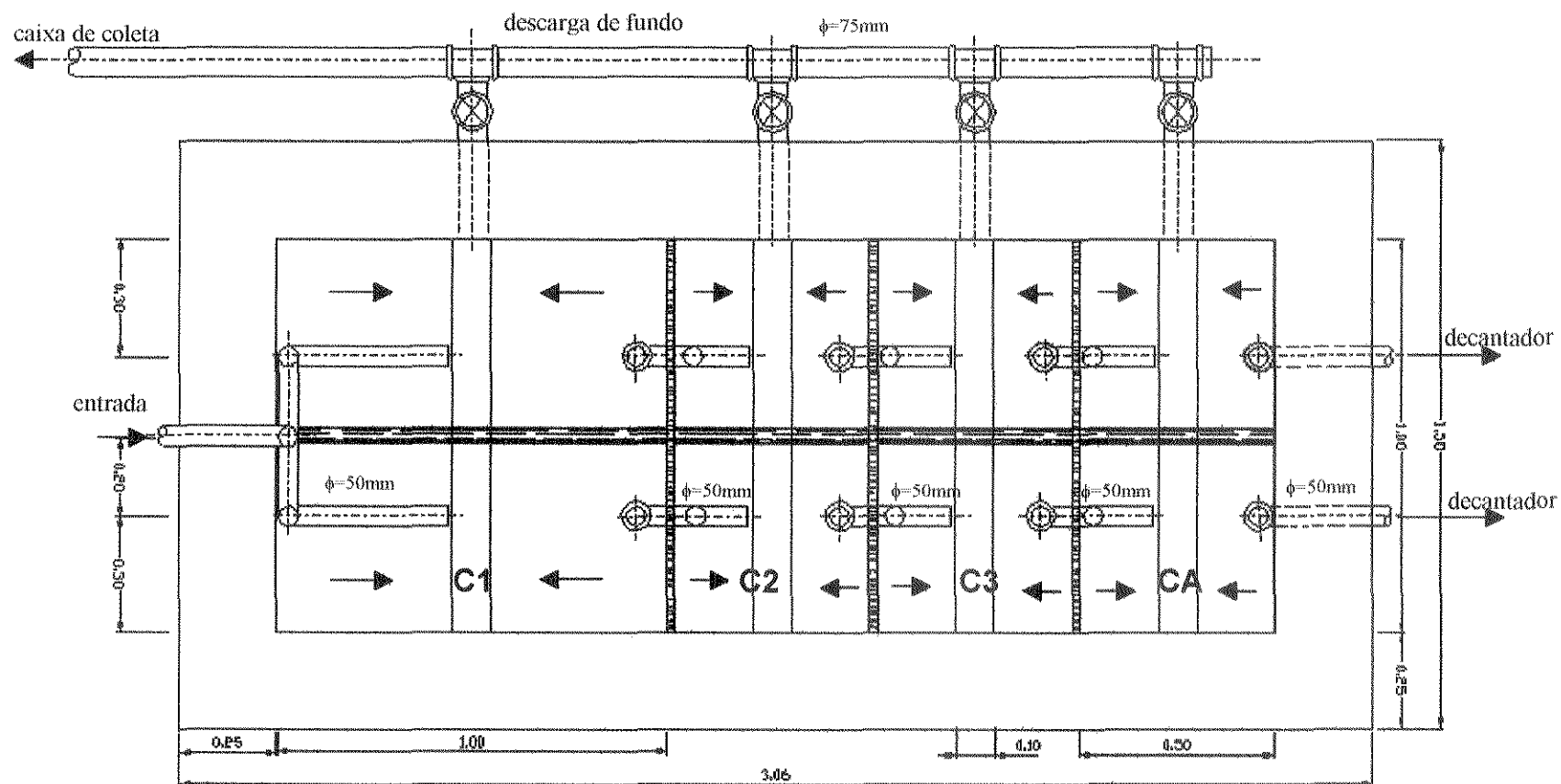


Figura 4.8: Esquema do Reator Compartmentado Anaeróbio/Aeróbio - Planta

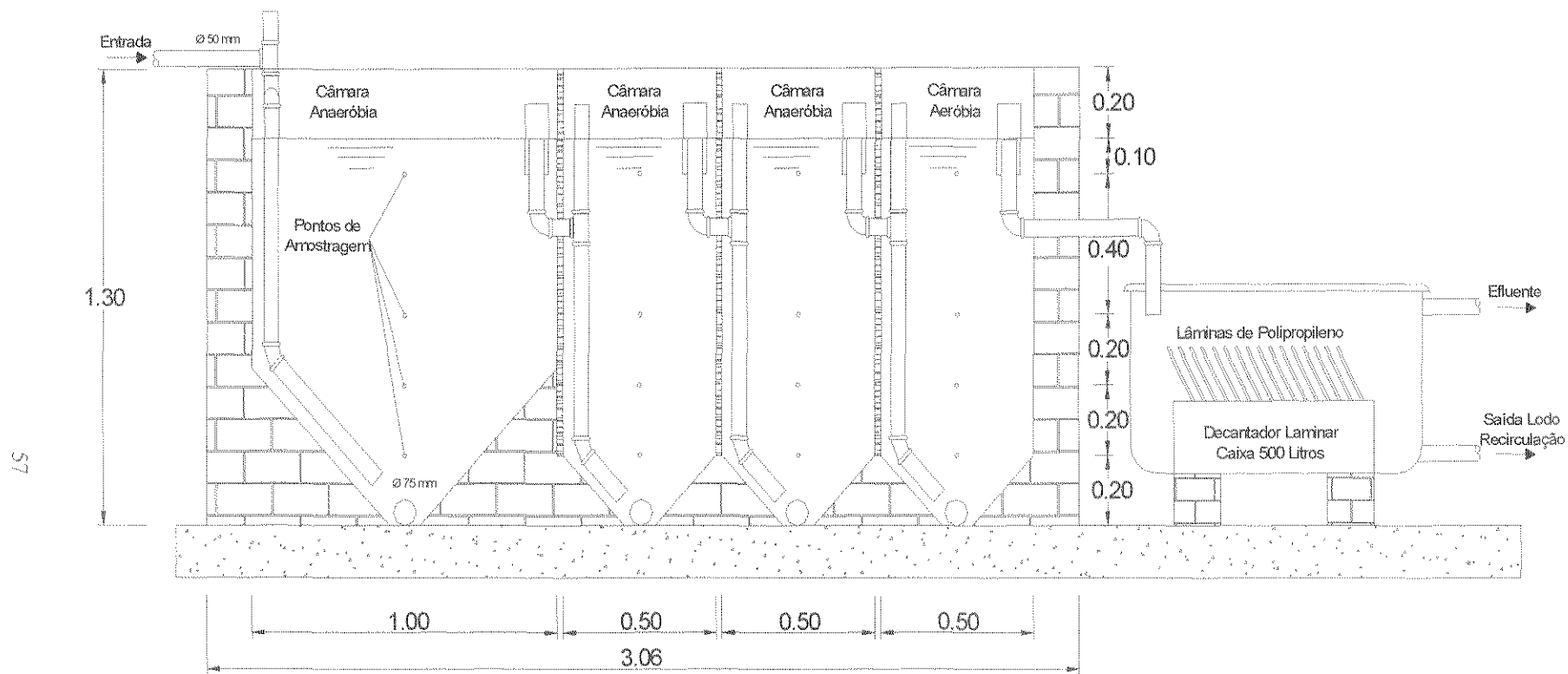


Figura 4.9 – Perfil do Reator Compartmentado Anaeróbio/Aeróbio

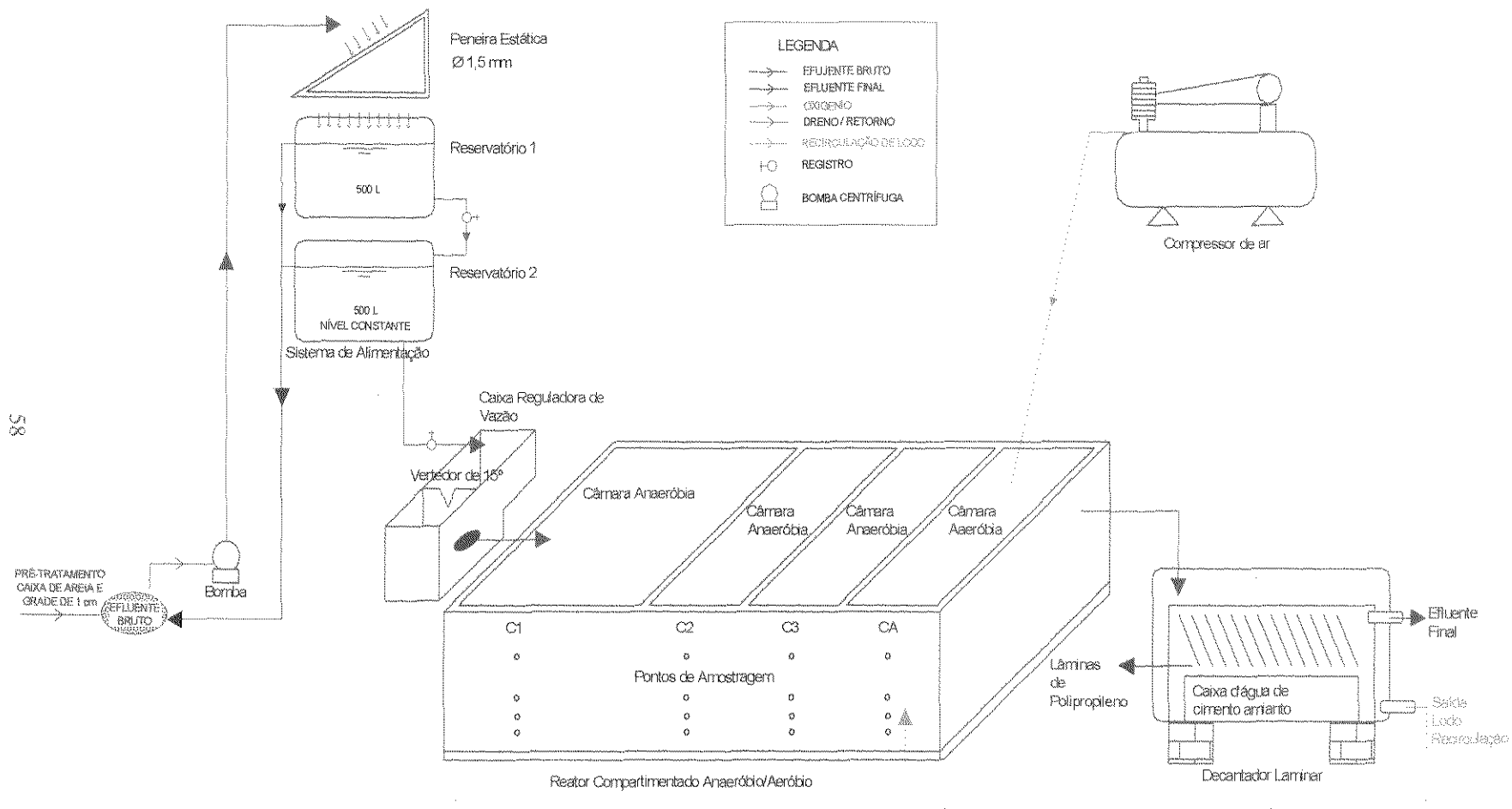


Figura 4.10: Esquema Geral do Sistema Tratamento de Esgotos

Pelas Figuras 4.11, 4.12, 4.13, 4.14 pode-se observar as 4 câmaras do reator anaeróbio/aeróbio compartimentado.



Figura 4.11: Vista da Lâmina Líquida da Câmara 1



Figura 4.12: Vista da Lâmina Líquida da Câmara 2

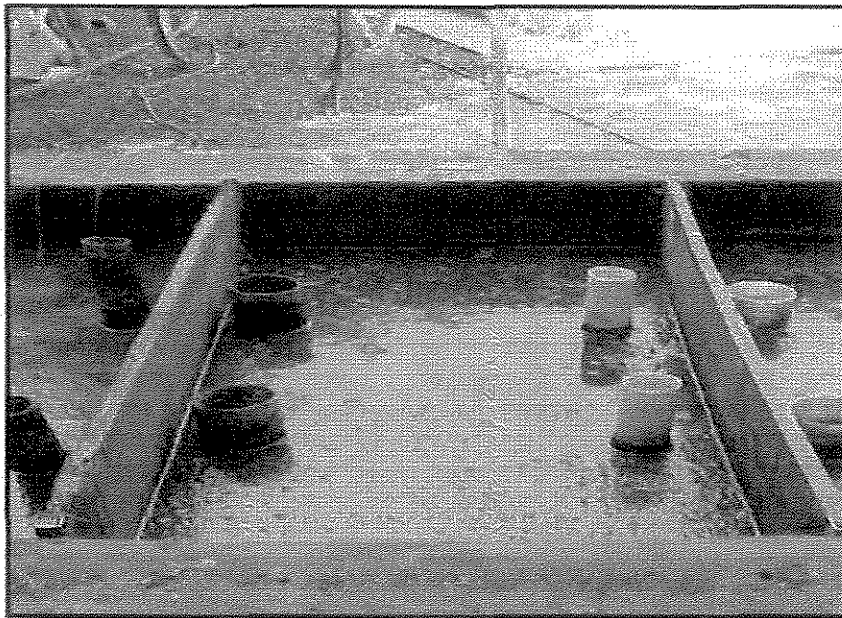


Figura 4.13: Vista da Lâmina Líquida da Câmara 3

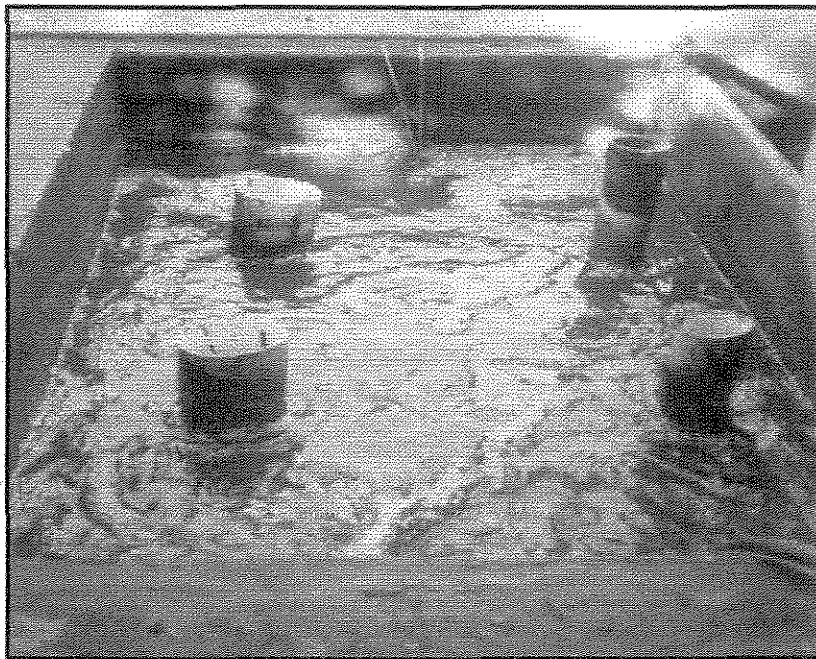


Figura 4.14: Vista da Lâmina Líquida da Câmara Aerada

A última câmara foi aerada por um sistema constituído de um difusor de ar colocado junto ao fundo, confeccionado com dois tubos de PVC, de 64 mm de diâmetro e comprimento igual a 980 mm, dispostos paralelamente a uma distância de 100 mm entre eles, cada tubo apresentando duas linhas de orifícios intercalados, de diâmetro de 0,80 mm e distantes 10 mm entre si (Figura 4.15). Esse difusor foi mantido junto ao fundo da câmara aeróbia por meio de duas peças de chumbo com cerca de 0,50 kg cada uma. O fornecimento de ar foi realizado por um compressor de uso comercial com reservatório para 175 L e pressão máxima 120 lbf/pol² (Figura 4.16).

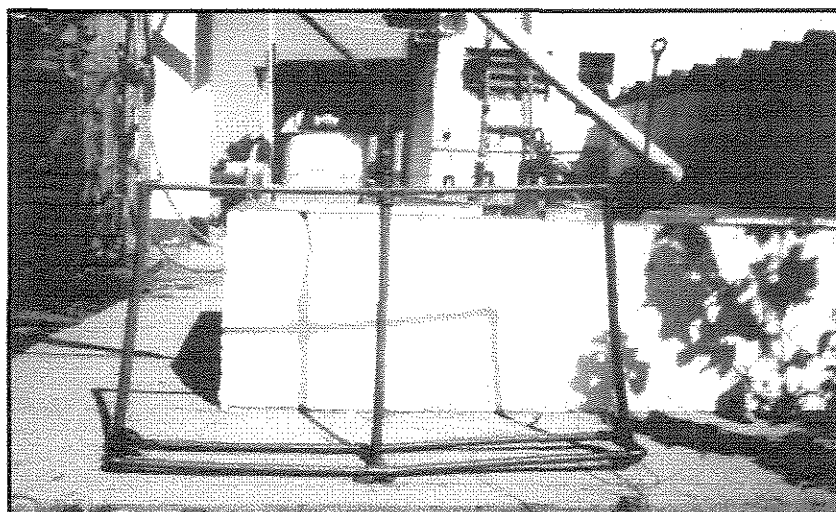


Figura 4.15: Difusor de ar



Figura 4.16: Compressor utilizado para o sistema de aeração

Após a saída do reator (saída da 4ª câmara) existe um decantador secundário laminar constituído por uma caixa de fibro cimento com 0,5 m³ de volume (Figura 4.17). A estrutura de suporte das lâminas foi confeccionado com madeira tratada com verniz naval e as lâminas, de 250 mm de altura, foram feitas de placas de polipropileno, com 2 mm de espessura, distantes 50 mm entre si e inclinadas em ângulo de 60° em relação à horizontal.

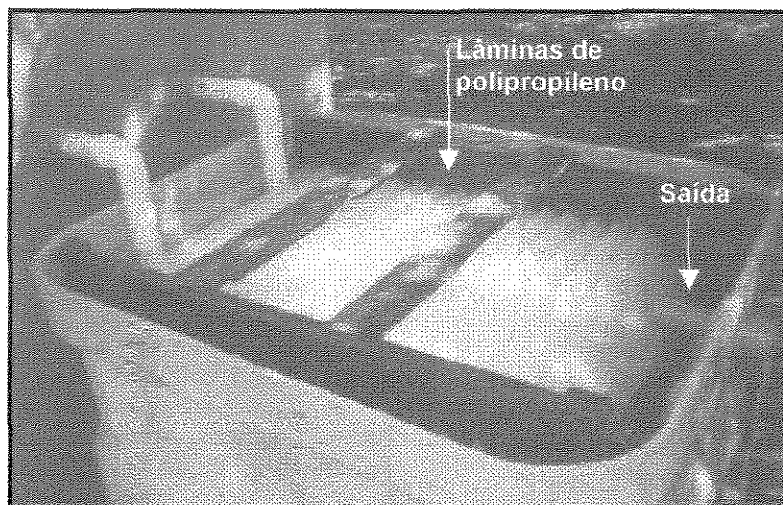


Figura 4.17: Decantador Laminar

O volume total do reator é de 2,5 m³. A primeira câmara possui um volume de 1,00 m³ e as outras 3 câmaras possuem um volume aproximado de 0,50 m³ cada uma. O volume da primeira câmara é maior para proporcionar um maior tempo de detenção hidráulica nesta câmara, já que, segundo CLARETO (1997), é nesta câmara que se dá a maior remoção da matéria orgânica.

4.2 PARÂMETROS ESTUDADOS

As análises e exames foram realizados no Laboratório de Saneamento do Departamento de Saneamento e Ambiente da Faculdade de Engenharia Civil/UNICAMP. Os parâmetros analisados e a frequência média das análises e exames que foram realizados nos ensaios estão apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1: Parâmetros e frequência das análises

Parâmetros a serem Analisados (1)	Frequência das análises	Fase Anaeróbia	Fase Aeróbia	Lodo
Temperatura	Semanal	X	X	
pH	Semanal/Eventualmente (4)	X	X	
OD	Semanal	X	X	
Alcalinidade Parcial (2)	Semanal	X	X	
Alcalinidade Total	Semanal	X	X	
Ácidos Voláteis (3)	Semanal	X	X	
DBO ₅	Semanal	X	X	
DQO _{total}	Semanal	X	X	
DQO _{filtr.}	Semanal	X	X	
Sólidos Totais	Semanal/Eventualmente (4)	X	X	X
Sólidos em Suspensão	Semanal/ Eventualmente (4)	X	X	X
Sólidos Sedimentáveis	Semanal	X	X	
Série de Nitrogênio	Quinzenal	X	X	
Fósforo	Quinzenal	X	X	
IVL	Eventualmente			X
% Matéria Orgânica (sólidos)	Eventualmente			X

(1) Utilizando metodologias contidas no Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1992), exceto quando especificado outra metodologia.

(2) Metodologia descrita por RIPLEY (1986).

(3) Metodologia descrita por DiLALLO & ALBERTSON (1961).

(4) Frequência das análises de sólidos totais e sedimentáveis para as amostras de lodo

4.2.1 AMOSTRAGEM

A amostragem foi realizada de forma composta, com coletas de hora em hora, durante quatro horas, uma vez por semana, realizada sempre às terças-feiras, no período da manhã. Nestas coletas foram utilizados tubos de 12,5 mm de diâmetro, munidos de registros de gaveta instalados nas laterais do reator, localizados a 1,00 m de altura em relação ao fundo de cada câmara. (Figura 4.7).

O acompanhamento da evolução da altura da manta de lodo em cada câmara foi feito por meio de coleta de amostras em pontos de amostragem, localizados ao longo da altura de cada uma das câmaras: (0,20, 0,40, 0,60, 1,00 m). Para tanto, foram realizadas análises de sólidos totais e sólidos em suspensão.

No ponto mais baixo do decantador laminar, existe um registro para que se possa realizar a recirculação do lodo para a câmara aerada (CA), recirculação esta que foi realizada da seguinte forma: em uma caixa d'água de 250 litros foi colocado o lodo e, em seguida, este foi homogeneizado e recirculado para a CA. Este lodo foi quantificado e caracterizado por meio de análises de pH, sólidos suspensos e sólidos totais.

O sistema foi monitorado durante 444 dias sob diversas fases, ou condições operacionais, as quais tinham como fator determinante a variação no TDH das fases anaeróbia e aeróbia do reator, explicitadas a seguir.

Fase 1: TDH_{total}. 10 horas (8 horas para as câmaras anaeróbias e 2 horas para a câmara aeróbia) e duração de 171 dias (01/03/2000 a 08/08/2000);

Fase 2: TDH_{total}. 16 horas (12 horas para as câmaras anaeróbias e 4 horas para a câmara aeróbia) e duração de 20 dias (22/08/2000 a 19/09/2000);

Fase 3: TDH_{total} . 12 horas (8 horas para as câmaras anaeróbias e 4 horas para a câmara aeróbia) e duração de 124 dias (26/09/2000 a 21/11/2000);

Fase 4: TDH_{total} . 8 horas (4 horas para as câmaras anaeróbias e 4 horas para a câmara aeróbia) e duração de 81 dias (25/01/2001 a 03/04/2001);

Fase 5: TDH_{total} . 7 horas (4 horas para as câmaras anaeróbias e 3 horas para a câmara aeróbia) e duração de 48 dias (10/04/2001 a 29/05/2001);

Os TDH estudados em cada uma das câmaras, nas cinco fases estudadas, estão apresentados na Tabela 4.2 e as vazões de entrada e descarte necessária após a câmara 3, necessária para que se pudesse controlar o tempo de detenção hidráulica da quarta câmara estão apresentados na Tabela 4.3.

Tabela 4.2: Tempo de detenção hidráulica (h) em cada câmara

Compartimento	Vazão ($L \cdot min^{-1}$)				
	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5
Câmara 1	4	6	4	2	2
Câmara 2	2	3	2	1	1
Câmara 3	2	3	2	1	1
Câmara aeróbia	2	4	4	4	3
Decantador Secundário	2	4	4	4	3

Tabela 4.3: Vazões de entrada e descarte na câmara 3

Vazões ($L \cdot min^{-1}$)	Fases				
	1	2	3	4	5
Entrada	4,2	2,78	4,2	8,33	8,33
Descarte	-	0,70	2,08	6,25	5,58

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

De modo a facilitar a compreensão, os resultados obtidos nos diversos parâmetros estudados estão apresentados sob a forma de gráficos e tabelas, para cada um dos parâmetros, nas diversas fases de operação.

Para facilitar a visualização, do comportamento destes diversos parâmetros, ao longo de todo o período de desenvolvimento do trabalho experimental, foram construídos gráficos onde o parâmetro estudado está no eixo das ordenadas, com suas respectivas unidades, e o tempo de operação no eixo das abscissas.

A compreensão dos resultados obtidos por meio de gráficos pode, em certos momentos, tornar-se difícil. Desta forma, para cada um dos parâmetros, foram construídas tabelas contendo o valor médio, o desvio padrão absoluto e percentual em cada fase de operação. Estas tabelas fornecem importantes informações sobre o comportamento de cada parâmetro, frente a um determinado compartimento e uma determinada fase. A utilização dos valores médios é importante quando da comparação do desempenho dos compartimentos entre si, frente a um mesmo parâmetro, ao longo das 5 fases em que se estudou o reator compartimentado anaeróbio/aeróbio. Estes gráficos são apresentados neste capítulo, de forma seqüencial, contendo a descrição dos parâmetros relacionados.

De forma a avaliar a existência ou não, de diferenças significativas do desempenho do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio, com relação a alguns parâmetros estudados durante as diferentes fases de operação, foi utilizado um método

estatístico para tanto. O método utilizado foi o de “Comparação de Médias de duas Amostras” (MILLER e MILLER, 1993).

Esta análise estatística utiliza os valores de média, desvio padrão e número de amostras, na determinação do valor de “t de Students” segundo a equação 5.1:

$$t_{\text{calculado}} = |x_1 - x_2| / (S_1^2/n_1 + S_2^2/n_2)^{0,5} \dots\dots\dots (eq. 5.1)$$

onde,

X_1 = média da amostra 1 em módulo;

X_2 = média da amostra 2 em módulo;

S_1 = desvio padrão da amostra 1;

S_2 = desvio padrão da amostra 2;

n_1 = número de amostras da amostra 1 que geraram a média;

n_2 = número de amostras da amostra 2 que geraram a média.

E calcula-se o grau de liberdade por meio da equação 5.2:

$$g = \{ (S_1^2/n_1 + S_2^2/n_2) / ((S_1^2/n_1)^2/(n_1+1) + (S_2^2/n_2)^2/(n_2+1)) \} - 2 \dots\dots\dots (eq.5.2)$$

onde;

g = grau de liberdade;

S_1 = desvio padrão da amostra 1;

S_2 = desvio padrão da amostra 2;

n_1 = número de amostras da amostra 1, que geraram a média;

n_2 = número de amostras da amostra 2, que geraram a média.

De acordo com o grau de liberdade calculado, é possível por meio de uma tabela encontrar o valor de t_{tabelado} , para um valor de significância de $P = 0,05$.

Quando o resultado de $|t_{\text{calculado}}|$ for menor que o de $|t_{\text{tabelado}}|$ o parâmetro em estudo não apresenta diferença significativa ao nível $\alpha = 0,05$ entre as diferentes fases em estudo.

Um exemplo de cálculo pode ser observado no anexo para melhor compreensão do método.

5.1 TEMPERATURA ATMOSFÉRICA

Os valores máximos e mínimos da temperatura atmosférica são de extrema importância para a atividade biológica nos processos de tratamento de esgoto, pois interferem diretamente na temperatura tanto do efluente bruto como do líquido presente no interior do reator biológico.

No Tabela 5.1 e Figura 5.1 estão representados os valores correspondentes às temperaturas atmosféricas obtidas na Estação de Tratamento de Esgotos da Graminha, onde se localiza a instalação, durante o período de monitoração.

Tabela 5.1: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais da Temperatura atmosférica (°C)

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
Máxima do ar	29,4	4,0 (13,6)	29,0	3,4 (11,7)	26,0	6,9 (26,5)	31,0	4,2 (13,5)	32,0	1,3 (4,1)	27,0	3,7 (13,7)
Mínima do ar	17,7	3,7 (20,9)	16,0	3,8 (23,8)	15,0	2,6 (17,3)	19,0	2,5 (13,2)	22,0	0,7 (3,2)	16,0	3,4 (21,3)

Obs.: $M \pm dp$: valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

O experimento aconteceu em um período onde ocorreram altas e baixas temperaturas devido às estações do ano, principalmente inverno e verão. Pode-se observar por meio da Figura 5.1, que a Fase 1, (01/03/00 a 08/08/00) apresentou

temperaturas baixas, mínimas atingindo 9 °C, e altas, máximas atingindo 36,7 °C. A partir do dia 15/06/00 (114º dia de operação) começou a se registrar temperaturas com valores mais baixos que se estenderam até o dia 26/07/00 (157º dia de operação). As Fases 2, 3 ,4 (22/08/00 à 03/04/01) apresentaram temperaturas um pouco mais elevadas que a da Fase 1. A partir do dia 24/04/01 (410º dia de operação) começou a ser registrado novamente valores baixos de temperatura, correspondente a Fase 5 de operação.

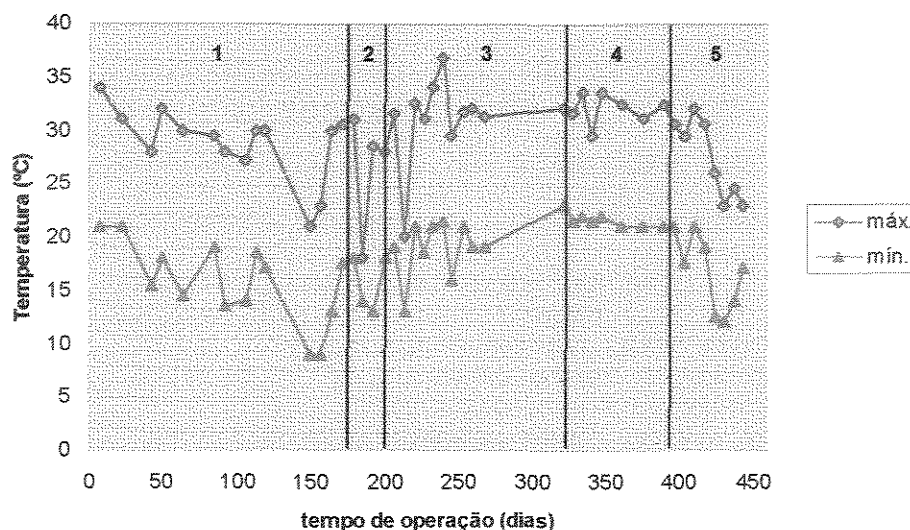


Figura 5.1: Temperatura Atmosférica registrada na ETE Graminha

5.2 TEMPERATURA DO ESGOTO

A temperatura interna do reator foi verificada nos dias nos quais as coletas foram realizadas e estão apresentadas na Tabela 5.2 e Figura 5.2. A temperatura foi registrada pela leitura de um termômetro de mercúrio colocado diretamente no interior das câmaras.

Analisando os dos resultados obtidos é possível verificar que as temperaturas internas, mínima de 17,3, máxima de 30,1, e média de 24,4 °C, as temperaturas

internas do reator situaram-se próxima a na faixa mesofílica, faixa esta ótima para o sistema (LETTINGA et al. 1996 e CHERNICHARO, 1997).

Comparando-se as temperaturas atmosféricas e internas do reator, nota-se que a temperatura atmosférica teve grande influência na manutenção da temperatura do efluente. Quedas significativas de temperatura são notadas ao longo das várias câmaras para a Fase 1. Tanto o esgoto quanto o ar que abastece a câmara aeróbia, são transportados, do sistema de distribuição até o reator, por um sistema de tubulações exposto ao tempo, sem nenhum tipo de isolamento térmico, portanto a tubulação de transporte funciona como trocador de calor. Pode-se citar como queda da temperatura no reator, o fato de se encontrar em uma área que permanece sombreada por árvores na maior parte do tempo, como pode ser visto na Figura 4.7. A espessura da parede também funcionou com um isolante térmico para que a temperatura do esgoto não se alterasse.

Tabela 5.2: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais da Temperatura para os efluentes (°C)

Ponto de Coleta	444 dias de operação	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5
	M ± dp	M ± dp	M ± dp	M ± dp	M ± dp	M ± dp
Afluente	25,3 2,9 (11,5)	24,7 2,5 (10,1)	21,8 3,9 (17,9)	26,1 3,0 (11,5)	27,7 0,9 (3,3)	23,5 2,2 (9,4)
Câmara 1	24,7 3,1 (12,6)	23,3 3,0 (12,9)	21,7 3,9 (18,0)	26,0 3,0 (11,5)	27,3 0,9 (3,3)	23,4 2,2 (9,4)
Câmara 2	24,4 3,3 (13,5)	22,6 3,2 (14,2)	21,6 3,9 (18,1)	25,9 3,0 (11,6)	27,2 1,0 (3,7)	23,4 2,2 (9,4)
Câmara 3	24,3 3,3 (13,6)	22,3 3,1 (13,9)	21,5 4,0 (18,6)	25,8 3,0 (11,6)	27,1 1,0 (3,7)	23,3 2,2 (9,4)
Câmara 4 (CA)	24,0 3,3 (13,8)	21,9 3,3 (15,1)	21,3 3,8 (17,8)	25,4 2,8 (11,0)	26,9 1,0 (3,7)	23,2 2,2 (9,5)
Saída	23,9 3,3 (13,8)	21,7 3,0 (13,8)	21,3 3,9 (18,3)	25,5 3,0 (11,8)	26,9 1,0 (3,7)	23,2 2,2 (9,5)

Obs.: M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

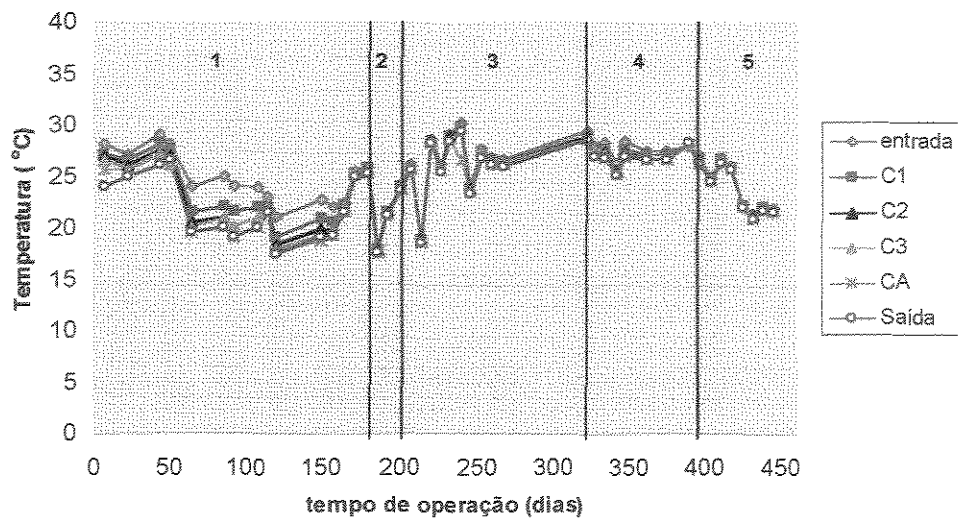


Figura 5.2: Temperatura interna do reator ao longo do tempo

5.3 ÍNDICES PLUVIOMÉTRICOS

Um dos fatores ambientais que interferem na qualidade do esgoto, é a quantidade de chuva ocorrida, como mostrado na Figura 5.3 que inclui os valores mensais de precipitação entre 01 de março de 2000 e a data final de acompanhamento do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio. Os dados foram obtidos na estação meteorológica do CESET-UNICAMP, campus Limeira.

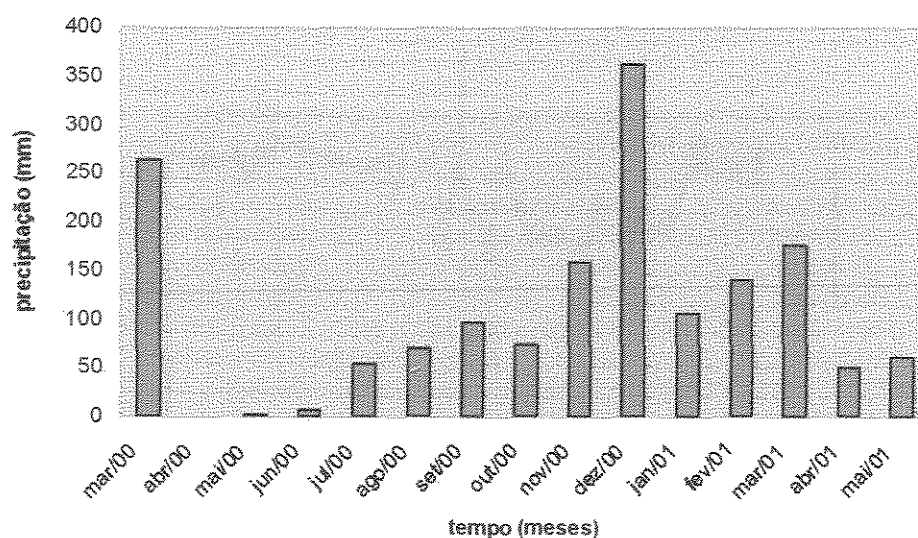


Figura 5.3: Volume total mensal da precipitação

5.4 VALORES DE pH

Os valores de pH estão apresentados pela Tabela 5.3 e Figura 5.4.

Tabela 5.3: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais para o pH

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp	
Afluente	7,0	0,5 (7,1)	7,2	0,4 (5,6)	6,7	0,2 (3,0)	6,9	0,5 (7,2)	7,0	0,6 (8,6)	6,7	0,6 (9,0)
Câmara 1	6,8	0,3 (4,4)	7,0	0,2 (2,9)	6,7	0,1 (1,5)	6,7	0,2 (3,0)	6,8	0,4 (6,0)	6,8	0,3 (4,4)
Câmara 2	6,7	0,2 (3,0)	6,9	0,1 (1,4)	6,6	0,1 (1,5)	6,6	0,2 (3,0)	6,7	0,3 (4,5)	6,7	0,2 (8,6)
Câmara 3	6,7	0,2 (3,0)	6,8	0,1 (1,5)	6,6	0,1 (1,5)	6,7	0,1 (2,9)	6,7	0,3 (4,5)	6,7	0,2 (3,0)
Câmara 4 (CA)	7,0	0,3 (4,3)	6,9	0,2 (2,9)	7,0	0,3 (4,3)	7,1	0,4 (1,5)	7,0	0,3 (4,3)	6,9	0,1 (1,4)
Saída	7,0	0,3 (4,3)	7,1	0,2 (2,8)	7,0	0,2 (2,9)	7,1	0,2 (2,8)	7,0	0,3 (4,3)	6,9	0,1 (1,4)

Obs. : M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

A média geral (incluindo todas as etapas e compartimentos) e desvios padrão em todas as câmaras foram de $6,8 \pm 0,3$. O maior valor de pH encontrado foi de 8,3 no afluente e o menor também no afluente e foi de 5,4, valor devido provavelmente por alguns despejos de compostos químicos ocorridos na rede coletora. O valor mais alto encontrado, talvez provocado por uma quantidade excessiva de cal adicionada na E.T.E., para se corrigir o pH do efluente bruto. A grande maioria dos valores de pH estiveram na faixa de 6,7 a 7,0 durante as cinco fases do monitoramento, valores estes ótimos para o tratamento de esgoto, pelo processo anaeróbico, não atingindo valores considerados prejudiciais as atividades das arqueas metanogênicas, em praticamente todo o período de operação.

Independentemente do valor de entrada, o pH de saída também se manteve próximo de 7,0 para as cinco fases. Pode-se observar isto nos 50º, 253º, 267º, 361º e 403º dias de operação onde o valor do pH de entrada foi de 8,3, 7,9, 7,7, 8,3 e 5,4 respectivamente e o valor de pH de saída foi de 7,2, 7,0, 7,1, 7,4 e 6,9 mostrando uma boa estabilidade do reator compartimentado anaeróbico/aeróbico.

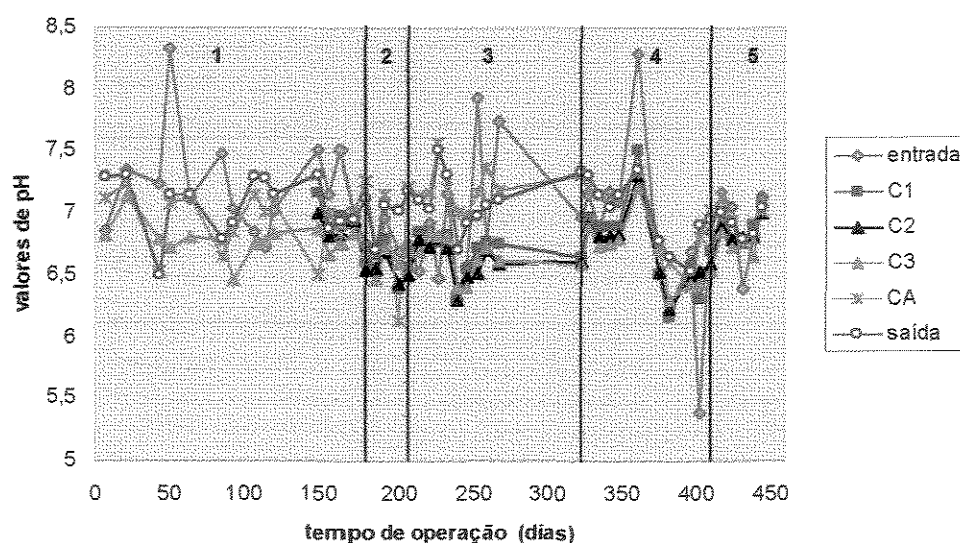


Figura 5.4: Valores de pH nas câmaras ao longo do tempo

A cidade de Limeira tem entre as suas principais atividades econômicas a produção artesanal de bijuterias. Em muitos desses processos, realizados por pequenas empresas caseiras, parte dos produtos químicos utilizados na confecção das peças é despejada na rede coletora de esgotos, causando quedas abruptas de pH e nem sempre sendo detectadas neste trabalho, já que as coletas foram semanais. Pode-se ressaltar que os efluentes da câmara 3, câmara aeróbia e saída do reator praticamente não tiveram seu valor de pH alterado, mostrando uma boa estabilidade e capacidade de absorção de choques, reforçando as pesquisas de NACHAIYSIT & STUCKEY (1997a, 1997b), POVINELLI (1994), NOUR (1996), ZANELLA (1999), ZANELLA & NOUR (2000) e SILVA *et al.* (2000).

Foi realizada no dia 03 e abril de 2001, uma coleta no período noturno, começando às 22:00 e terminando às 2:30 horas, para que se tentasse detectar descarte de algum produto químico que pudesse causar variação de pH. Nesse dia os valores para entrada, câmara 1, câmara 2, câmara 3, câmara aerada e saída foram de 6,7, 6,7, 6,7, 6,6, 6,9 e 6,8 respectivamente.

Alguns valores baixos de pH na chegada do esgoto na estação foram obtidos da planilha do operador da E.T.E. em um determinado período de tempo. Estes valores estão apresentados na Tabela 5.4.

Tabela 5.4: Valores de pH detectados na entrada da E.T.E.

Fase	Dia	Hora			
		9:00	11:00	15:00	17:00
4	05/04/01			5,7	5,8
	06/04/01			5,9	5,8
	09/04/01	5,8			
	10/04/01				5,8
	11/04/01			5,8	
	12/04/01				5,8
	18/04/01				5,9
	20/04/01	4,9			
5	02/05/01				3,1

Todos os dados da Tabela 5.4 indicam que a ocorrência de descartes é totalmente aleatória e imprevisível. Estes fatos reforçam a grande capacidade deste reator em absorver variações de pH presentes no efluente bruto, fator de importância na manutenção das condições ótimas do metabolismo dos microorganismos anaeróbios, principalmente os responsáveis pela fase metanogênica.

5.5 ALCALINIDADE

A alcalinidade é um parâmetro que indica a capacidade de tamponamento do sistema, e é responsável pelo equilíbrio nos valores de pH.

Os resultados contidos nas Tabelas 5.5 e 5.6 e Figuras 5.5 e 5.6, indicam que o reator ainda não havia atingido uma estabilidade adequada na Fase 1, frente aos valores de alcalinidade, por permanecer um longo período em operação precária, esta estabilidade foi atingida nas demais fases. A diminuição nos valores de desvios padrão na Fase 3 e 4 indicam um aumento importante na capacidade de tamponamento do sistema, de forma que as variações nos valores de pH que passaram a ocorrer para o efluente bruto, foi mais facilmente suportada.

Os valores de alcalinidade total apresentaram aumentos para a Fase 5 em relação a Fase 4, devido aos aumentos nas concentrações de AOV, contudo não foi possível determinar quais são as espécies que tiveram um maior aumento (Tabela 5.5 e 5.9 e Figuras 5.5 e 5.8).

Tabela 5.5: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Alcalinidade Total ($\text{mg.CaCO}_3.\text{L}^{-1}$)

Ponto de Coleta	444 dias de operação	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5
	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp
Afluente	175 73 (41,7)	212 68 (32,1)	154 31 (20,1)	145 32 (22,1)	139 44 (31,7)	205 126 (61,5)
Câmara 1	183 61 (33,3)	217 34 (15,7)	212 69 (32,6)	185 29 (15,7)	136 33 (24,3)	208 101 (48,6)
Câmara 2	178 52 (29,2)	211 51 (24,2)	227 66 (29,1)	190 31 (16,3)	128 26 (20,3)	184 60 (32,6)
Câmara 3	168 48 (28,6)	157 35 (22,3)	230 63 (27,4)	201 42 (20,9)	130 20 (15,4)	158 54 (34,2)
Câmara 4 (CA)	168 48 (28,6)	157 30 (19,1)	212 92 (43,4)	208 43 (20,7)	127 25 (19,7)	161 30 (18,6)
Saída	177 59 (33,3)	159 30 (18,9)	258 149 (57,8)	214 47 (22,0)	134 22 (16,4)	175 48 (27,4)

Obs. : M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

Tabela 5.6: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Alcalinidade Parcial ($\text{mg.CaCO}_3.\text{L}^{-1}$)

Ponto de Coleta	444 dias de operação	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5
	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp
Afluente	100 50 (50,0)	126 45 (35,7)	77 26 (38,8)	74 23 (31,1)	83 29 (34,9)	121 86 (71,1)
Câmara 1	108 40 (37,0)	128 32 (25,0)	103 40 (38,8)	103 22 (21,4)	88 17 (19,3)	132 69 (52,3)
Câmara 2	106 33 (31,1)	123 31 (25,2)	109 33 (30,3)	108 26 (24,1)	80 15 (18,8)	124 44 (35,5)
Câmara 3	101 40 (39,6)	101 38 (37,6)	152 114 (75,0)	119 31 (26,0)	81 14 (17,3)	108 8 (7,4)
Câmara 4 (CA)	107 34 (31,8)	105 26 (24,8)	123 74 (60,1)	132 29 (22,0)	87 19 (21,8)	110 30 (27,3)
Saída	115 43 (37,4)	96 23 (24,0)	123 74 (60,1)	136 41 (30,1)	92 17 (18,5)	123 45 (36,6)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

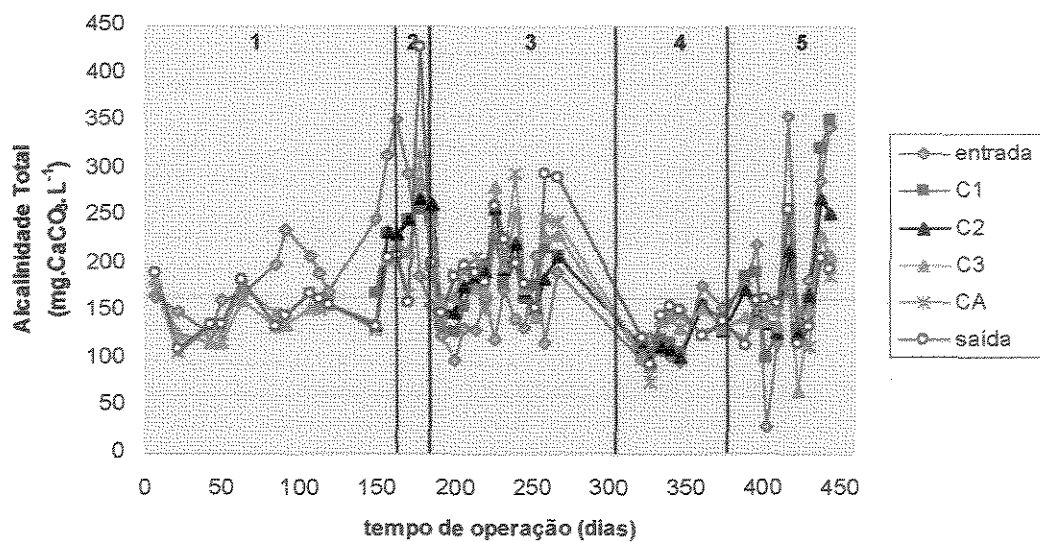


Figura 5.5: Alcalinidade Total ao longo do tempo

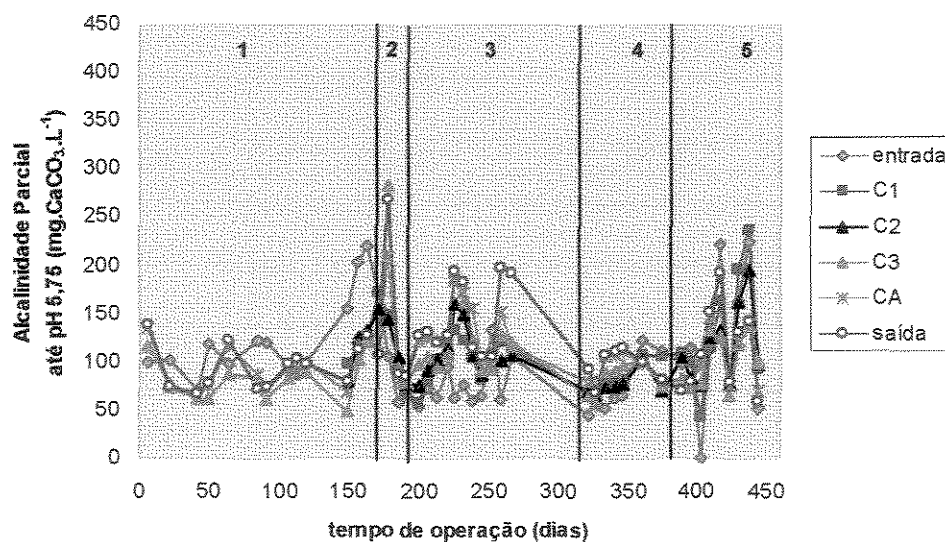


Figura 5.6: Alcalinidade Parcial (até pH = 5,75) ao longo do tempo

Foi verificado a ocorrência de um aumento nos valores de alcalinidade total e parcial (produção de alcalinidade) para a Fase 3, ao longo dos compartimentos, comprovado pela não ocorrência do aumento nos valores de ácidos orgânicos voláteis.

Para as Fases 4 e 5 os valores de alcalinidade parcial praticamente não se alteraram ao longo dos compartimentos, contudo para alcalinidade total foi verificado

uma queda nos seus valores, onde também foi verificado um consumo ou degradação maior de ácidos orgânicos voláteis no sistema.

Por meio da Tabela 5.7 pode-se observar a amplitude de variação de Alcalinidade Parcial e Total, entre entrada e saída o reator, para as cinco fases estudadas.

Tabela 5.7: Amplitude de variação de Alcalinidade Parcial e Total

Fases	Alcalinidade Parcial (mg.CaCO ₃ .L ⁻¹)		Alcalinidade Total (mg.CaCO ₃ .L ⁻¹)	
	máximo	mínimo	máximo	mínimo
1	138	60	235	105
2	268	53	426	98
3	198	59	294	115
4	121	45	219	74
5	236	0	350	27

Alcalinidade intermediária é calculada como o valor da alcalinidade total subtraída do valor da alcalinidade parcial. Esse parâmetro fornece a relação de quanto da alcalinidade total é formada por alcalinidade de carbonatos e bicarbonatos e quanto é formado por alcalinidade de ácidos orgânicos voláteis.

O comportamento apresentado na relação AI/AP mostra que o sistema tampão gerado no interior do reator foi devido principalmente por bicarbonatos.

A Fase 3 apresentou menores amplitudes de variação na relação AI/AP, indicando uma maior estabilidade do sistema.

O aumento dos valores da relação AI/AP na Fase 5, confirma que a alcalinidade total apresentou uma proporção maior, devido aos AOV, que as demais fases, principalmente nas câmaras 1 e 2, o que produziu um efeito tampão menor pelo sistema carbonato-bicarbonato que o apresentado nas outras fases.

A relação AI/AP (Tabela 5.8), segundo RIPLEY et al. (1986) e NOUR (1996), é um importante parâmetro para a rápida verificação das condições operacionais da digestão anaeróbia. De acordo com estes autores, valores de AI/AP superiores a 0,3, indicam a ocorrência de distúrbios no processo anaeróbio. Mas segundo FORESTI (1994) apud CHERNICHARO (1997), é possível a estabilidade do processo mesmo para valores diferentes de 0,3, dependendo do caso em estudo.

Tabela 5.8: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para relação AI/AP, Alcalinidade Intermediária (pH 5,75 até 4,3; AI = AT – AP) / Alcalinidade Parcial (até pH = 5,75)

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp	
Afluente	0,85	0,82 (96,5)	0,72	0,24 (33,3)	1,10	0,55 (50,0)	0,94	0,25 (26,6)	0,72	0,29 (40,3)	1,06	2,07 (195,3)
Câmara 1	0,77	0,48 (62,3)	0,73	0,23 (31,5)	1,12	0,53 (47,3)	0,82	0,21 (25,6)	0,56	0,19 (33,9)	0,85	0,95 (111,8)
Câmara 2	0,71	0,32 (45,1)	0,72	0,11 (15,3)	1,10	0,33 (30,0)	0,78	0,22 (28,2)	0,60	0,17 (28,3)	0,58	0,54 (93,1)
Câmara 3	0,72	0,36 (50,0)	0,88	0,35 (39,8)	0,88	0,81 (92,0)	0,72	0,24 (33,3)	0,61	0,16 (26,2)	0,47	0,40 (85,1)
Câmara 4 (CA)	0,61	0,32 (52,5)	0,70	0,23 (32,9)	0,85	0,46 (54,1)	0,60	0,26 (43,3)	0,48	0,22 (45,8)	0,53	0,54 (101,9)
Saída	0,56	0,26 (46,4)	0,67	0,19 (28,4)	0,88	0,38 (43,2)	0,49	0,15 (30,6)	0,48	0,25 (52,1)	0,41	0,35 (85,4)

Obs.: M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

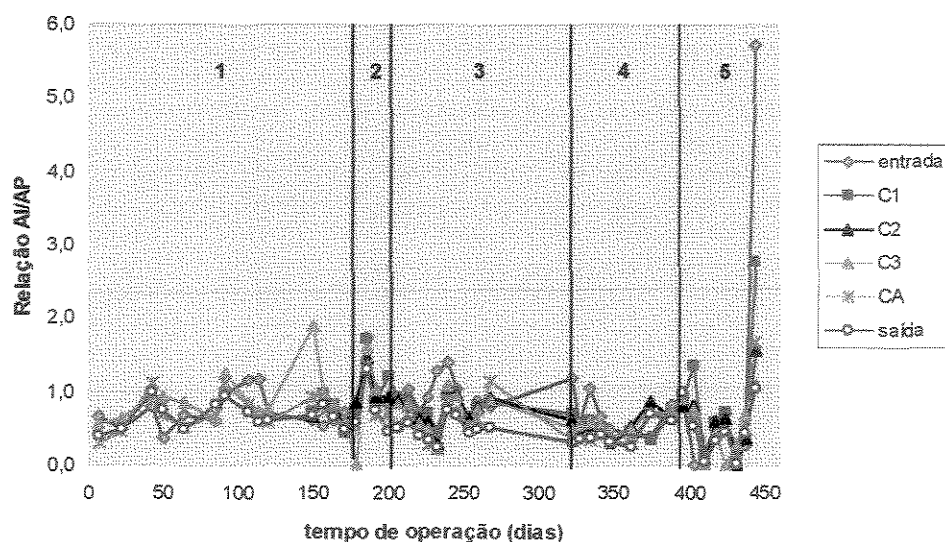


Figura 5.7: Relação alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial (Al/AP) ao longo do tempo

CAMARGO (2000), que operou por 745 dias filtros anaeróbios com enchimento de bambu verificou que a relação Al/AP no efluente dos filtros estiveram na faixa entre 0,3 e 0,6 e assegurou um bom tamponamento diante das variações de pH no afluente dos filtros a ser tratado pelos filtros.

Na Tabela 5.8 e Figura 5.7 nota-se que a relação Al/AP no efluente do reator compartimentado em estudo esteve na faixa entre 0,6 a 0,9, valores considerados elevados. Contudo, foi verificado um bom tamponamento diante dos valores encontrados de pH nos efluentes das diversas câmaras do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio, reforçando os estudos de FORESTI (1994) apud CHERNICHARO (1997) e CAMARGO (2000). Estes resultados indicam uma significativa estabilidade nos valores de pH verificados, um resultado de grande importância na operação de reatores anaeróbios.

5.6 ÁCIDOS ORGÂNICOS VOLÁTEIS (AOV)

O equilíbrio na concentração dos ácidos orgânicos voláteis é um bom indicador de um adequado funcionamento de um reator anaeróbio e o valor é de grande importância no acompanhamento da atividade das bactérias acidogênicas e as arqueas metanogênicas (Tabela 5.9 e Figura 5.8).

Segundo NOUR (1996), o procedimento analítico para quantificação de AOV (DILALLO e ALBERTSON, 1961), mostrou-se pouco adequado durante seu trabalho experimental, pois os resultados obtidos mostraram-se mais qualitativos, que quantitativos. Esta característica deve-se principalmente a pouca sensibilidade do método a concentrações de AOV menores que $180 \text{ mg.HAc.L}^{-1}$, limite mínimo estudado no trabalho dos referidos autores. As amostras utilizadas durante as análises efetuadas pelos autores foram de lodos digeridos em processos anaeróbios, com uma concentração de sólidos bem maiores, NOUR (1996). Esta afirmação também é válida para o presente estudo.

Uma alternativa seria a utilização de Cromatografia Gasosa para uma quantificação mais exata e precisa, além deste método possibilitar a identificação dos ácidos orgânicos presentes. Estes dados são importantes para o estudo mais aprofundado da influência do Tempo de Detenção Hidráulica e Taxa de Carregamento Orgânico no desempenho e operação de reatores compartimentados anaeróbios e as possíveis diferenças existentes entre seus compartimentos, NOUR (1996).

Contudo, o método titulométrico de determinação descrito por DILLALO e ALBERTSON (1961), ainda é bastante utilizado em estudos com efluentes líquidos, e desta forma optou-se pela sua utilização neste estudo de modo a comparar os resultados aqui obtidos com aqueles presentes na literatura.

Tabela 5.9: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Ácidos Orgânicos Voláteis (mg.HAc.L⁻¹)

Ponto de Coleta	444 dias de operação	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5
	M ± dp	M ± dp	M ± dp	M ± dp	M ± dp	M ± dp
Afluyente	81 37 (45,7)	80 14 (17,5)	53 7 (13,2)	57 10 (17,5)	79 31 (39,2)	134 56 (41,8)
Câmara 1	86 32 (37,2)	51 2 (4,0)	81 21 (25,9)	79 20 (25,3)	79 33 (41,8)	125 25 (20,0)
Câmara 2	79 32 (40,5)	51 21 (41,2)	55 39 (70,9)	80 22 (27,5)	70 27 (38,6)	117 21 (17,9)
Câmara 3	68 26 (38,2)	56 20 (35,7)	65 13 (20,0)	68 31 (45,6)	68 28 (41,2)	93 13 (14,0)
Câmara 4 (CA)	53 27 (50,9)	42 22 (53,4)	64 29 (45,3)	59 33 (55,9)	38 18 (47,4)	66 23 (34,8)
Saída	43 19 (44,2)	46 24 (52,2)	59 25 (42,4)	37 10 (27,0)	34 16 (47,1)	57 21 (36,8)

Obs.: M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

Na Fase 1, onde foi monitorado apenas a entrada e a saída da câmara 3 até o 120º dia observou-se uma queda nos níveis de ácidos voláteis, mas não se pode afirmar que nesta fase ocorreu uma eficiente metabolização dos ácidos em relação entrada e saída, pois, nos dias 150º e 157 º, onde começou a ser monitorada todas as câmaras observou-se uma variação muito ampla nos resultados analisados em cada uma delas.

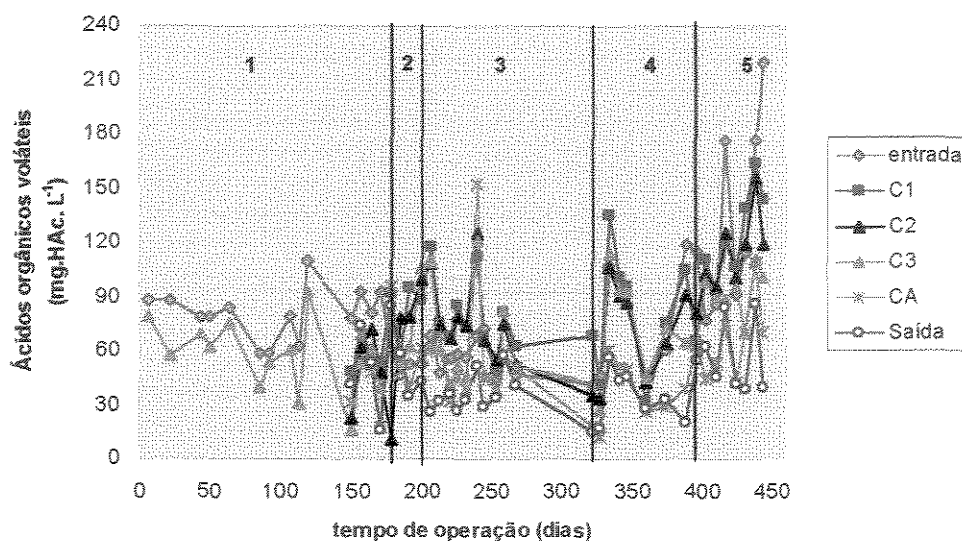


Figura 5.8: Ácidos Orgânicos Voláteis ao longo do tempo

A Fase 2, com TDH de 16 horas (12 horas para câmaras anaeróbia e 4 horas para a câmara aeróbia), mostrou um grande desequilíbrio em relação à concentração de AOV, na maioria das câmaras, provavelmente devido a problemas operacionais já citados, ocorridos nesta fase.

As Fases 3, 4 e 5, após o 220º dia de operação ocorreu uma adequada metabolização dos ácidos.

Com a diminuição do TDH, conseqüentemente aumento da Taxa de Carregamento Orgânico (TCO) da Fase 2 (12 horas câmaras anaeróbias e 4 horas câmara aeróbia) para 3 (8 horas câmaras anaeróbias e 4 horas câmara aeróbia), praticamente não houve alterações nos valores de AOV, a mesma característica apresentada quando se diminuiu o TDH da Fase 3 para a 4 (4 horas câmaras anaeróbias e 4 horas câmara aeróbia), apenas ocorrendo um aumento no valor de entrada, característica esta apresentada pela qualidade do afluente do reator.

Na Fase 5 observou-se um aumento na concentração de AOV, este aumento se deve a sobrecarga do afluente. O pH, a partir desta Fase não teve seu valor aumentado devido ao aumento dos AOV, enquanto a relação AI/AP atingiu o valor de 5,71, mas a média permaneceu por volta de 0,89.

5.7 DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO – DQO

5.7.1 DQO_{total}

Os valores de DQO_{total} do afluente do reator compartimentado apresentaram grande variação na Fase 1 (Tabela 5.10 e Figura 5.9), estando a maioria dos valores compreendidos entre 450 e 1000 mg.O₂.L⁻¹, com a média e desvio padrão de 727 ± 183 mg.O₂.L⁻¹. Foram analisados valores de eficiência de *remoção parcial* definida como a eficiência de remoção de DQO_{total} entre a entrada do reator e a saída da 3ª câmara e *remoção total*, definida como eficiência de remoção de DQO_{total} entre entrada e saída do reator, englobando câmaras anaeróbias, aeróbia e decantador secundário. Estes resultados são apresentados na Tabela 5.11 e Figura 5.10.

Tabela 5.10: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para DQO_{total} ($mg.O_2.L^{-1}$)

Ponto de Coleta	444 dias de operação	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5
	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp
Afluente	790 213 (27,0)	764 244 (31,9)	840 12 (1,4)	945 255 (27,0)	680 105 (15,4)	742 107 (14,4)
Câmara 1	575 134 (23,3)	395 107 (27,1)	641 88 (13,7)	645 109 (16,9)	536 130 (24,2)	607 103 (17,0)
Câmara 2	477 165 (34,6)	363 129 (35,5)	698 210 (30,1)	589 125 (21,2)	376 84 (22,3)	412 110 (26,7)
Câmara 3	375 139 (37,1)	323 109 (33,7)	641 66 (10,3)	462 90 (19,5)	284 105 (37,0)	356 106 (29,8)
Câmara 4 (CA)	451 260 (57,6)	328 161 (49,1)	782 238 (30,4)	642 227 (35,3)	318 267 (84,0)	466 227 (48,7)
Saída	263 115 (43,7)	260 124 (47,7)	437 97 (22,2)	288 70 (24,3)	174 82 (47,1)	263 101 (38,4)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

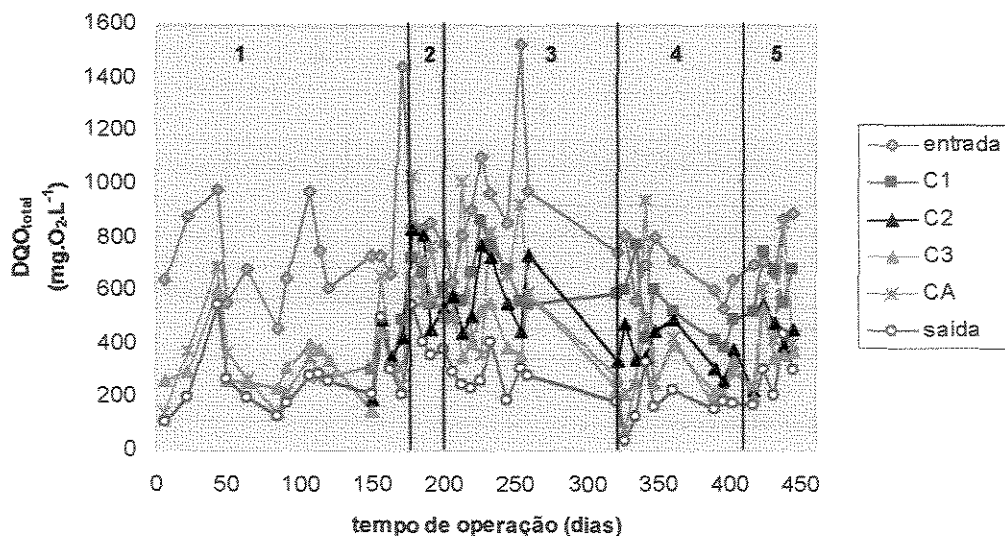


Figura 5.9: DQO_{total} ao longo do tempo

Os valores médios e desvios padrão absoluto e percentual de remoção de DQO_{total} estão representados no Tabela 5.11.

Tabela 5.11: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para percentagem de remoção de DQO_{total}

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp	
Remoção Parcial	51,5	16,2 (31,5)	56,1	12,7 (22,6)	23,6	8,8 (37,3)	48	16,4 (34,2)	58	14,7 (25,3)	52,1	17,1 (32,8)
Remoção Total	66,0	13,7 (20,8)	64,8	15,3 (23,6)	47,9	11,9 (24,8)	67,9	11,1 (16,3)	73,7	12,3 (16,7)	65,2	9,6 (14,7)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

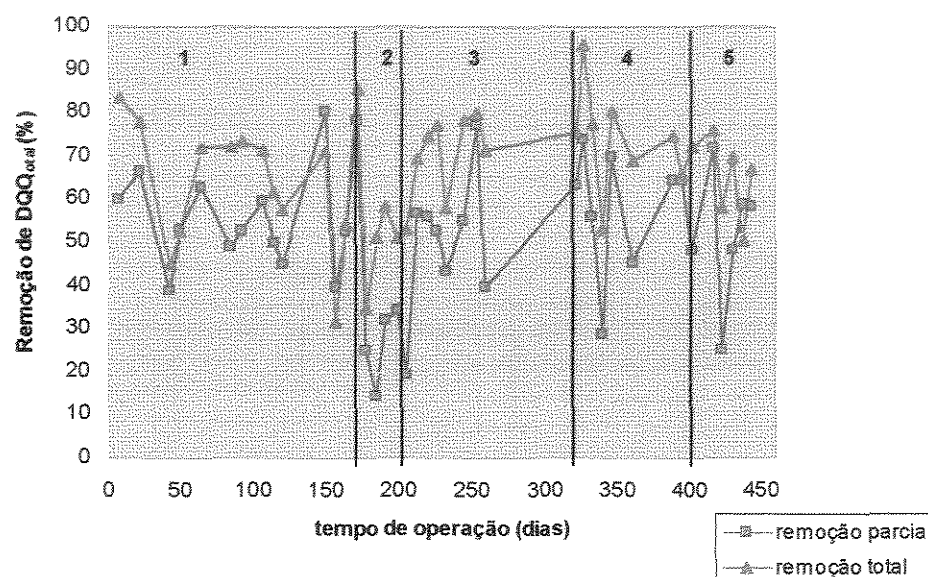


Figura 5.10: Eficiência de Remoção de DQO_{total} ao longo do tempo

O reator apresentou boa eficiência de remoção durante a Fase 1 indicando que mesmo com um período de aproximadamente 6 meses sem acompanhamento adequado o desempenho do reator pouco se alterou (SILVA *et al.*, 2000).

Vale ressaltar que problemas operacionais com o sistema ocorreram na Fase 1, não possibilitando a ocorrência de um equilíbrio adequado. Problemas com a peneira estática; onde grãos não retidos provocaram entupimento no registro, responsável pelo

controle da vazão, e conseqüentemente controle do tempo de detenção hidráulica; problemas ocorreram também com o sistema de aeração que não estava conseguindo aerar de forma homogênea a câmara 4, além de problemas com o compressor no início da operação do sistema (Fase 1).

Com a ocorrência de problemas operacionais, principalmente no controle da vazão de entrada, que era feita por meio de um registro de gaveta, a eficiência obtida na Fase 2 não melhorou, já que se pretendia obter melhores resultados quanto a remoção e DQO_{total} .

A Fase 2 não apresentou resultados comparativos, pois não foi possível uma operação adequada frente aos TDH das câmaras anaeróbias e aeróbias, por isso o reator foi operado por um curto período de tempo.

A Tabela 5.12 apresenta os resultados para a análise estatística de comparação de médias de duas amostras na remoção parcial de DQO_{total} nas diferentes fases de estudo do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio.

Tabela 5.12: Comparação entre a média de duas amostras na remoção parcial de DQO_{total} nas diferentes fases de estudo

Fases	1	2	3	4	5
1 (14)		≠	=	=	=
2 (3)	≠		≠	≠	≠
3 (9)	=	≠		=	=
4 (8)	=	≠	=		=
5 (6)	=	≠	=	=	

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

Na Fase 3, mesmo com menor TDH igual a 12 horas (8 horas câmaras anaeróbias e 4 horas câmara aeróbia), houve uma melhor remoção parcial de DQO_{total}

em relação à Fase 2, onde se conseguiu um melhor controle da vazão, conseqüentemente um melhor funcionamento do sistema.

É importante verificar que mesmo com a diminuição do TDH das câmaras anaeróbias de 12 para 8 horas (Fase 2 para 3) ocorreu um aumento na eficiência média remoção parcial de DQO_{total} , mesmo sabendo que a Fase 2 foi péssima para remoção de quase todos os parâmetros. O mesmo fato ocorreu quando da passagem da Fase 3 para a 4, onde o reator ficou um período de aproximadamente 2 meses em situações precárias de operação devido a alguns problemas encontrados. Com a diminuição em 50 % do TDH para todo o sistema da Fase 3 para a 4 (8 para 4 horas), a avaliação estatística de comparação de médias de duas amostras mostrou que os valores de remoção parcial de DQO_{total} da Fase 3 e 4 não diferem com nível de significância de $P=0,05$ (Tabela 5.12). A Fase 5 também não apresentou diferença significativa em relação as Fase 3 e 4.

A Tabela 5.13 apresenta os resultados para a análise estatística de comparação de média de duas amostras na remoção total de DQO_{total} nas diferentes fases de estudo do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio.

Tabela 5.13: Comparação entre a média de duas amostras na remoção total de DQO_{total} nas diferentes fases de estudo

Fases	1	2	3	4	5
1 (14)		=	=	=	=
2 (3)	=		=	≠	≠
3 (9)	=	=		=	=
4 (8)	=	≠	=		=
5 (6)	=	≠	=	=	

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

O aumento do TDH da câmara aeróbia de 2 para 4 horas (Fase 1 para a 2, 3 e 4) alterou pouco a eficiência média de remoção total de DQO_{total} em relação aos valores

médios, o mesmo se confirmando quando foi realizado a avaliação estatística de comparação de médias de duas amostras (Tabela 5.13). Quando se alterou o TDH de 4 para 3 horas (Fase 4 para 5), houve uma pequena diminuição na eficiência média de remoção total de DQO_{total} , quando se analisou apenas os valores médios. Pode-se justificar essa pequena diminuição na eficiência média pela alteração no TDH e por problemas operacionais como, a quebra da bomba e problemas no compressor de ar. Foi também na Fase 5 que se verificou a menor média de oxigênio dissolvido.

Os valores de remoção parcial de DQO_{total} encontrados para a Fase 1, 4 e 5, foram um pouco maiores (somente câmaras anaeróbias) que 50%, valor também encontrado por POVINELLI (1994) para a partida de um reator compartimentado anaeróbio de 3 câmaras seguidos por filtro de britas.

ZANELLA (1999) apresentou valor de remoção média total e desvio padrão de DQO_{total} de $72,3 \pm 9,9 \%$, para o $TDH_{total} = 10$ horas. Analisando-se apenas os valores médios, a Fase 4, que foi operada com TDH menor ao utilizado por ZANELLA (1999), apresentou valor de média semelhante. Porém, o método estatístico de comparação de médias de duas amostras pode-se afirmar que o resultado apresentado por ZANELLA op cit. para remoção total de DQO_{total} apenas difere com nível de significância $P=0,05$, para a Fase 2, como pode ser observado pela Tabela 5.14

Tabela 5.14: Resultados da Comparação entre a média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com ZANELLA (1999) na remoção total de DQO_{total} nas diferentes fases de estudo

Presente Trabalho		ZANELLA (1999) TDH = 10 horas (3)
Fase	TDH	
1 (14)	10	=
2 (3)	16	≠
3 (9)	12	=
4 (8)	8	=
5 (6)	7	=

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

NOUR (1996), apresentou como resultados de remoção total e desvios padrão de DQO_{total} para as 3 Fases estudadas, TDH₁=12 horas (Fase 1 B), TDH₂=8 horas (Fase 2) e TDH₃=12horas (Fase 3) os seguintes valores: $52,5 \pm 8,6 \%$, $42,1 \pm 13,9 \%$ e $56,7 \pm 9,5 \%$, respectivamente. Comparando-se apenas os valores médios de remoção de DQO_{total}, os resultados obtidos por NOUR (1996), onde existiam somente câmaras anaeróbias, foram menores que os encontrados no presente estudo para as cinco fases. De forma a avaliar com maior cuidado os resultados dessa comparação, foi realizado também a comparação de médias de duas amostras (Tabela 5.15).

Por meio da análise estatística realizada e apresentada na Tabela 5.15, pode-se concluir que nem todos os valores apresentados por NOUR (1996) são menores que os apresentados neste estudo. O símbolo de "=" apresentado na Tabela 5.15, possibilita concluir que os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$ e a maioria dos resultados representados pelo símbolo de "≠" eram menores e diferiam com nível de significância com $P = 0,05$.

Tabela 5.15: Resultados da Comparação entre a média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com NOUR (1996) na remoção total de DQO_{total} nas diferentes fases de estudo

Presente Trabalho		NOUR (1996) TDH = 12 horas (20)	NOUR (1996) TDH = 8 horas (34)	NOUR (1996) TDH = 12 horas (13)
Fase	TDH			
1 (14)	10	≠	≠	=
2 (3)	16	=	≠	=
3 (9)	12	≠	≠	≠
4 (8)	8	≠	≠	≠
5 (6)	7	≠	≠	=

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

LOPES (1999), operou um reator compartimentado anaeróbio e um compartimentado aeróbio de bancada, de volume total de 10 litros. O reator compartimentado aeróbio recebia como afluente o efluente do reator compartimentado anaeróbio. No trabalho de LOPES *op cit.*, a Fase 1 ($TDH_{total} = 8$ horas) obteve uma remoção média de $89,0 \pm 4,0$ a Fase 2 ($TDH_{total} = 6$ horas) $85 \pm 5\%$, valores estes maiores que os apresentados no presente estudo, valendo ressaltar que o reator operado pela autora constituía-se de um reator de bancada, onde se conseguia controlar melhor as variáveis do sistema, o que provavelmente possibilitou um alto valor na eficiência de remoção comparado aos do presente reator compartimentado, um sistema em uma escala piloto.

AISSE (2000) fez um estudo comparativo entre um reator UASB e um reator anaeróbio compartimentado seqüencial com vazão de 250 L/h para tratar esgoto sanitário e, verificou que para remoção de DQO_{total} o reator UASB apresentou uma remoção de 70,0 % e o reator anaeróbio compartimentado 58,2 %. O presente estudo apresentou resultado semelhante ao do reator UASB para o TDH da Fase 3, e resultado maior para o TDH da Fase 4, e os resultados apresentados para reator anaeróbio compartimentado foram menores que o do presente estudo, apenas

apresentando resultado maior para o TDH da Fase 2 onde foram encontrados problemas operacionais, já citados anteriormente.

Como resultado médio de remoção parcial (câmaras anaeróbias), o reator compartimentado anaeróbio/aeróbio apresentou resultados médios semelhantes ao apresentado por AISSE (2000)

5.7.2 DQO_{filtrada}

O afluente (efluente bruto) apresentou uma alta amplitude de variação para os valores de DQO_{filtrada} (Tabela 5.16 e Figura 5.11), comportamento semelhante ao apresentado pela DQO_{total}. Estes valores situaram-se na faixa de 215 a 603 mg.O₂.L⁻¹ durante todo o período experimental. Considerando-se cada uma das fases de operação, foram encontradas as faixas: para a Fase 1 de 274 a 303 mg.O₂.L⁻¹, para a Fase 2 de 366 a 533 mg.O₂.L⁻¹, para a Fase 3 de 227 a 603 mg.O₂.L⁻¹, para Fase 4 de 215 a 350 mg.O₂.L⁻¹ e para a Fase 5 de 254 a 481 mg.O₂.L⁻¹.

Tabela 5.16 Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para $DQO_{filtrada}$ ($mg.O_2.L^{-1}$)

Ponto de Coleta	444 dias de operação	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5
	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp
Afluente	336 90 (26,8)	292 10 (3,4)	385 108 (28,1)	369 111 (30,1)	283 46 (16,3)	342 76 (22,2)
Câmara 1	271 94 (34,7)	168 51 (30,3)	320 108 (33,8)	345 99 (28,7)	202 26 (12,9)	258 45 (17,4)
Câmara 2	227 105 (46,2)	183 129 (70,5)	289 74 (25,6)	286 129 (45,1)	160 34 (21,3)	198 66 (33,3)
Câmara 3	201 118 (58,7)	189 152 (80,4)	285 122 (42,8)	264 135 (51,1)	130 53 (40,8)	142 40 (28,2)
Câmara 4 (CA)	143 110 (76,9)	222 221 (99,5)	186 92 (49,5)	146 136 (93,2)	110 54 (49,1)	118 58 (49,2)
Saída	118 75 (63,6)	175 114 (65,1)	181 94 (51,9)	99 75 (75,8)	92 44 (47,8)	123 62 (50,4)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

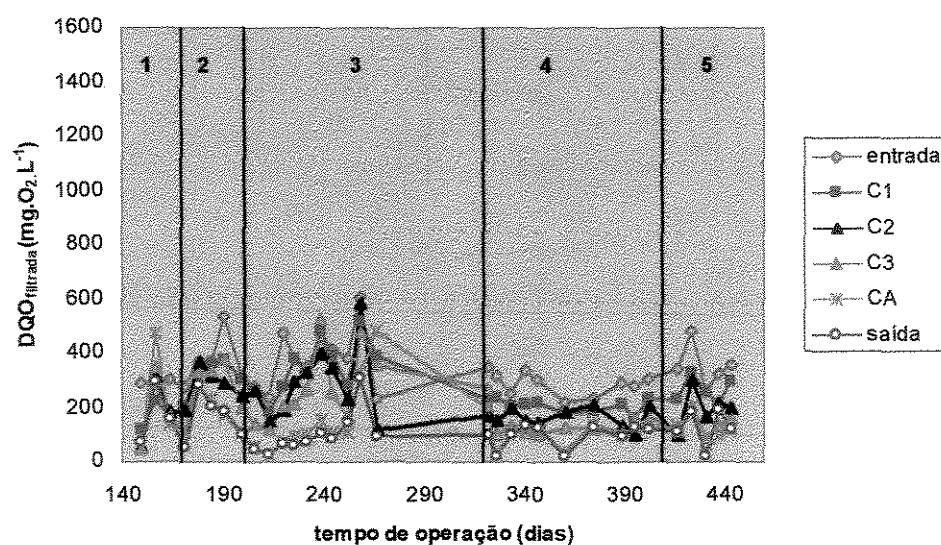


Figura 5.11: $DQO_{filtrada}$ ao longo do tempo

Os valores médios e desvios padrão absoluto e percentual de remoção de $DQO_{filtrada}$ estão representados na Tabela 5.17 e Figura 5.12.

Tabela 5.17: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para percentagem de remoção de $DQO_{filtrada}$

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	$M \pm dp$		$M \pm dp$		$M \pm dp$		$M \pm dp$		$M \pm dp$		$M \pm dp$	
Remoção Parcial	46,9	18,7 (39,9)	63,0	20,0 (31,7)	16,4	11,4 (69,5)	38,4	14,1 (36,7)	53,8	14,9 (27,7)	58,8	7,4 (12,6)
Remoção Total	67,2	16,7 (24,9)	68,0	16,9 (24,9)	44,4	21,2 (47,7)	74,3	12,5 (16,8)	67,3	16,2 (24,1)	65,0	18,7 (28,8)

Obs.: $M \pm dp$: valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

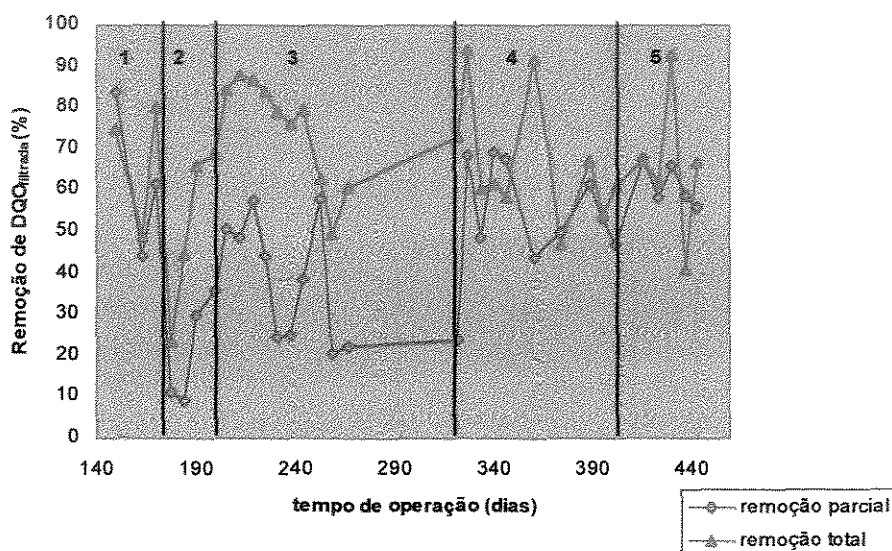


Figura 5.12 – Eficiência de Remoção de $DQO_{filtrada}$ ao longo do tempo

Para a Fase 1 a $DQO_{filtrada}$ apresentou uma tendência semelhante a DQO_{total} , porém, havendo uma maior remoção da $DQO_{filtrada}$ em relação a DQO_{total} , como pode ser observado nas Tabelas 5.11 e 5.17 e Figuras 5.10 e 5.12.

A Fase 3 foi a que apresentou melhores resultados médios de remoção total de $DQO_{filtrada}$.

Na Tabela 5.18 são apresentados os resultados para a análise estatística de comparação de média de duas amostras na remoção parcial de $DQO_{filtrada}$ nas diferentes fases de estudo do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio.

Mesmo com a diminuição do TDH das câmaras anaeróbias de 12 para 8 horas (Fase 2 para 3) não houve queda na eficiência média de remoção parcial de $DQO_{filtrada}$, mas sim foi um aumento nos valores médios de remoção parcial, fato confirmado, quando foi realizado a avaliação estatística de comparação de médias de duas amostras (Tabela 5.18).

Tabela 5.18: Comparação entre a média de duas amostras na remoção parcial de $DQO_{filtrada}$ nas diferentes fases de estudo

Fases	1	2	3	4	5
1 (3)		≠	=	=	=
2 (3)	≠		≠	≠	≠
3 (11)	=	≠		≠	≠
4 (9)	=	≠	≠		=
5 (6)	=	≠	≠	=	

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

O mesmo ocorreu quando se diminuiu o TDH da fase anaeróbia de 8 para 4 horas (Fase 3 para 4) ocorrendo um aumento de 38,4 para 53,8% na eficiência de remoção. Este resultado indica que o reator compartimentado anaeróbio/aeróbio apresenta uma boa flexibilidade e rápida absorção de choques ocasionados pela a variação do TDH. A Fase 5 não apresentou diferença significativa no valor de remoção parcial de $DQO_{filtrada}$.

Na Tabela 5.19 são apresentados os resultados para a análise estatística de comparação de média de duas amostras na remoção total de $DQO_{filtrada}$ nas diferentes fases de estudo do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio.

Tabela 5.19: Comparação entre a média de duas amostras na remoção total de DQO_{filtrada} nas diferentes fases de estudo

Fases	1	2	3	4	5
1 (3)		=	=	=	=
2 (3)	=		=	=	=
3 (11)	=	=		=	=
4 (9)	=	=	=		=
5 (6)	=	=	=	=	

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

O aumento do TDH da fase aeróbia de 2 para 4 horas (Fase 1 para a 2, 3 e 4) pouco alterou a eficiência média de remoção total de DQO_{filtrada}, fato confirmado quando foi realizado a avaliação estatística de comparação de médias de duas amostras, onde os resultados não diferiam com nível de significância com $P = 0,05$ (Tabela 5.19). O valor de média de remoção total de DQO_{filtrada} não apresentou diferença em relação a Fase 4 mesmo quando da diminuição do TDH da câmara aeróbia de 4 para 3 horas. Foi também na Fase 5 que se verificou a menor média de oxigênio dissolvido.

NOUR (1996), obteve como resultados para remoção de DQO_{filtrada}, $33,6 \pm 13,9\%$ para a Fase 1 B, $28,0 \pm 13,2\%$ para a Fase 2 e $36,2 \pm 10,9\%$ para a Fase 3, em um reator compartimentado anaeróbio. Comparando-se apenas os valores médios de remoção total de DQO_{filtrada}, os valores apresentados foram menores que os encontrados no presente estudo para as cinco fases. De forma a avaliar com maior cuidado os resultados dessa comparação, foi realizado também a comparação de médias de duas amostras (Tabela 5.20).

Tabela 5.20: Resultados da Comparação entre a média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com NOUR (1996) na remoção total de $DQO_{filtrada}$ nas diferentes fases de estudo

Presente Trabalho		NOUR (1996) TDH = 12 horas (19) nº de amostras	NOUR (1996) TDH = 8 horas (31) nº de amostras	NOUR (1996) TDH = 12 horas (13) nº de amostras
Fase	TDH			
1 (3)	10	≠	=	≠
2 (3)	16	=	=	=
3 (11)	12	≠	≠	≠
4 (9)	8	≠	≠	≠
5 (6)	7	≠	≠	=

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

. O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

A análise estatística realizada e apresentada na Tabela 5.20 apresenta resultados onde se pode concluir que nem todos os valores apresentados por NOUR (1996) são menores que os apresentados neste estudo, pois o símbolo de “=” apresentado na Tabela 5.20, possibilita concluir que os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$.

LOPES (1999), operando um reator compartimentado aeróbio onde era recebido como afluente o efluente de um reator compartimentado anaeróbio, com $TDH_{total} = 8$ horas obteve $81,0 \pm 7,0$ % de remoção média de $DQO_{filtrada}$, e $TDH_{total} = 6$ horas obteve $79,0 \pm 12,0$ %, valores estes superiores aos apresentados pelo presente estudo quando analisado apenas valores médios, porém quando foi realizado o teste estatístico de comparação de médias de duas amostras, os resultados não apresentam diferença com nível de significância com $P = 0,05$ (Tabela 5.21).

Tabela 5.21: Resultados da Comparação de média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com LOPES (1999) na remoção total de DQO_{filtrada} nas diferentes fases de estudo

Presente Trabalho		LOPES (1999) TDH = 8 horas (24)	LOPES (1999) TDH = 6 horas (29)
Fase	TDH		
1 (3)	10	=	=
2 (3)	16	=	=
3 (11)	12	=	=
4 (9)	8	=	=
5 (6)	7	=	=

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

. O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

Para TDH_{total} = 12, 8 e 6 horas (Etapa I), LOPES (1999) obteve como resultados de eficiência de remoção de DQO_{filtrada} 60 ± 15 ; 47 ± 15 e $41 \pm 12\%$ para o reator compartimentado anaeróbio alimentado com efluente sanitário. O presente reator, com um TDH igual a 8 horas (Fase 1) para as câmaras anaeróbias, apresentou melhores resultados que os obtidos por LOPES (1999), quando foram avaliados apenas os valores médios. Entretanto quando avaliados com o teste de comparação de médias de duas amostras, os valores não apresentaram diferença significativa ao nível de $P = 0,05$ em quase todas as fases de operação. (Tabela 5.22)

Tabela 5.22: Resultados da Comparação de média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com LOPES (1999) na remoção parcial de DQO_{filtrada} nas diferentes fases de estudo

Presente Trabalho		LOPES (1999) TDH = 12 horas (44)	LOPES (1999) TDH = 8 horas (27)	LOPES (1999) TDH = 6 horas (8)
Fase	TDH			
1 (3)	10	=	=	=
2 (3)	16	≠	≠	≠
3 (11)	12	=	=	=
4 (9)	8	=	=	=
5 (6)	7	=	≠	=

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

. O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

5.8 TAXA DE CARREGAMENTO ORGÂNICO (TCO)

Os valores da taxa de carregamento orgânico são mostrados na Tabela 5.23 e Figura 5.13.

Tabela 5.23: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para TCO ($\text{kg.DQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$) para fase anaeróbia e aeróbia.

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp	
Fase Anaeróbia	3,05	1,14 (37,4)	2,29	0,73 (31,9)	1,68	0,02 (1,2)	2,84	0,77 (27,1)	4,07	0,63 (15,5)	4,44	0,64 (14,4)
Fase Aeróbia	1,53	0,60 (39,2)	1,94	0,66 (34,4)	1,92	0,20 (10,4)	1,38	0,27 (19,6)	0,85	0,31 (36,5)	1,43	0,42 (29,4)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

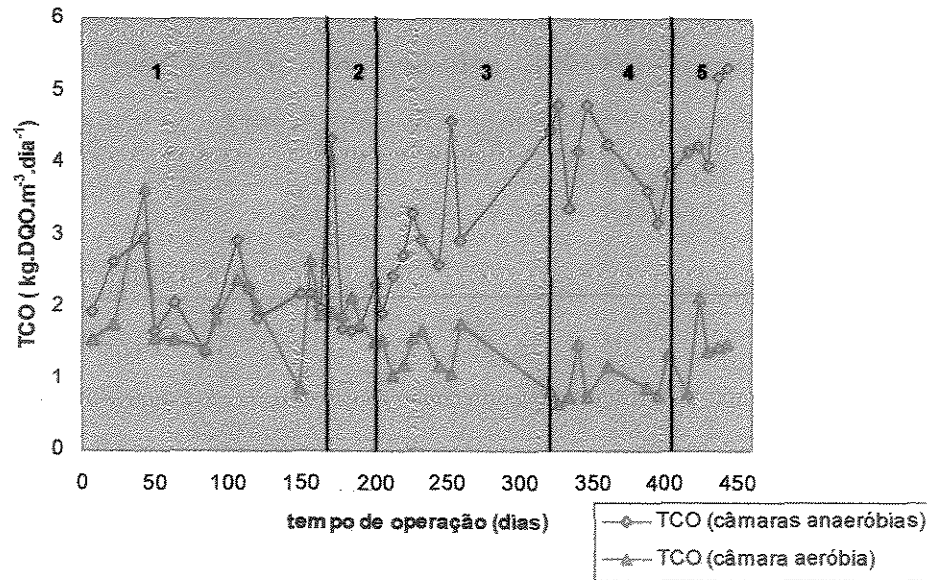


Figura 5.13: Taxa de Carregamento Orgânico ao longo do tempo

Com o aumento no TDH das câmaras anaeróbias da Fase 1 para 2, mesmo ocorrendo um aumento na DQO_{total} ocorreu uma diminuição no valor médio da TCO.

Quando houve a diminuição no TDH das câmaras anaeróbias da Fase 2 para a 3 e também um aumento nos valores médios de DQO_{total} a TCO apresentou valores maiores, variando de 1,89 a 4,57 $kg.DQO.m^{-3}.dia^{-1}$, para um valor médio $2,84 \pm 0,77$ $kg.DQO.m^{-3}.dia^{-1}$. Para a diminuição no TDH das câmaras anaeróbias pela metade (Fase 3 para a 4) houve um grande aumento na TCO, variando de 3,16 a 4,80 $kg.DQO.m^{-3}.dia^{-1}$, e valor médio de $4,07 \pm 0,63$ $kg.DQO.m^{-3}.dia^{-1}$. Este aumento ocorrido foi absorvido adequadamente pelo sistema, não apresentando nenhuma alteração em sua estabilidade. Para a Fase 5 onde foi mantido o TDH das câmaras anaeróbias a TCO praticamente não houve alteração nos seus valores.

O aumento do TDH de 2 para 4 horas para a câmara aeróbia (Fase 1 para a 2, 3 e 4) não se detectou diferença nos valores médios da TCO para a Fase 2, mesmo com a ocorrência de aumento nos valores médios de DQO_{total} . Para a Fase 3 os valores médios da TCO tiveram uma diminuição nos valores médios o mesmo comportamento

observado nos valores médios de DQO_{total} . Na Fase 4 onde o TDH ainda era de 4 horas para a câmara aeróbia o mesmo comportamento ocorrido na Fase 3 foi observado, já para a Fase 5 onde o TDH da câmara aeróbia foi diminuído de 4 para 3 horas, houve um pequeno aumento da TCO.

As mudanças promovidas no tempo de detenção hidráulica podem ser consideradas como um pequeno choque orgânico e hidráulico no reator. Como as respostas a choques do reator compartimentado são rápidas (NACHAIYASIT & STUCKEY, 1997a, 1997b), a eficiência do reator voltou em poucos dias, este comportamento também foi observado para o reator compartimentado anaeróbio/aeróbio estudado, principalmente com a mudança do TDH da Fase 3 para 4 e 5, onde foi diminuído pela metade o TDH da fase anaeróbia.

Os valores da taxa de carregamento orgânico em função da porcentagem de remoção de DQO_{total} são mostrados na Figura 5.14.

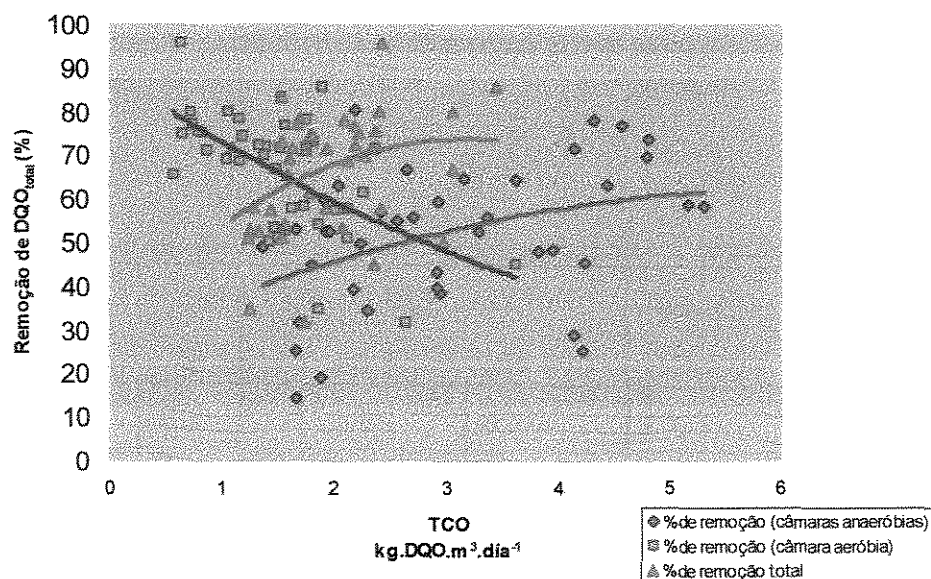


Figura 5.14: Taxa de Carregamento Orgânico em função da porcentagem Remoção de DQO_{total}

Por meio da Figura 5.14 pode-se observar pela linha de tendência da fase aeróbia que com o aumento da TCO provocou uma diminuição nos valores de porcentagem de remoção de DQO_{total} , isto não ocorrendo com a linha de tendência da fase anaeróbia, que com o aumento da TCO a porcentagem de remoção de DQO_{total} tendeu a um aumento, uma boa característica observada onde pode-se constatar que esta configuração pode suportar altas cargas. E com o aumento da taxa de carregamento pode-se observar um aumento na eficiência de remoção de DQO_{total} para um reator como um todo.

5.9 DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO (DBO_5)

O comportamento apresentado pela DBO_5 (Tabela 5.24 e Figura 5.15) foi semelhante ao da DQO_{total} apresentando a mesma instabilidade nos valores médios de porcentagem (Figura 5.16 e 5.10, Tabela 5.11 e 5.25).

Tabela 5.24 Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para DBO_5 ($mg.O_2.L^{-1}$).

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp	
Afluente	360	138 (38,3)	332	53 (16,0)	363	72 (19,8)	399	242 (60,7)	327	43 (13,2)	391	100 (25,6)
Câmara 1	245	93 (38,0)	146	95 (65,1)	280	27 (9,6)	285	86 (30,2)	228	88 (38,6)	265	96 (36,2)
Câmara 2	195	69 (35,4)	141	92 (65,2)	290	95 (32,8)	232	56 (24,1)	168	37 (22,0)	182	59 (32,4)
Câmara 3	152	64 (42,1)	114	84 (73,7)	230	83 (36,1)	186	58 (31,2)	121	37 (30,6)	135	46 (34,1)
Câmara 4 (CA)	213	160 (75,1)	124	77 (62,1)	248	77 (31,0)	342	231 (67,5)	137	99 (72,3)	177	70 (39,5)
Saída	114	48 (42,1)	112	76 (67,9)	171	12 (7,0)	120	19 (15,8)	77	32 (41,6)	122	45 (36,9)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

A Fase 3 foi a que apresentou a maior oscilação quanto aos valores de DBO_5 , para o efluente na entrada do reator, valores variando de 187,09 a 967,09 $\text{mg.O}_2\text{.L}^{-1}$. A Fase 1 foi a que apresentou a maior oscilação quanto aos valores de saída de DBO_5 variando de 24,91 a 208,92 $\text{mg.O}_2\text{.L}^{-1}$, fase esta onde ocorreu a estabilização do sistema, podendo ter sido esta uma das causas desta oscilação.

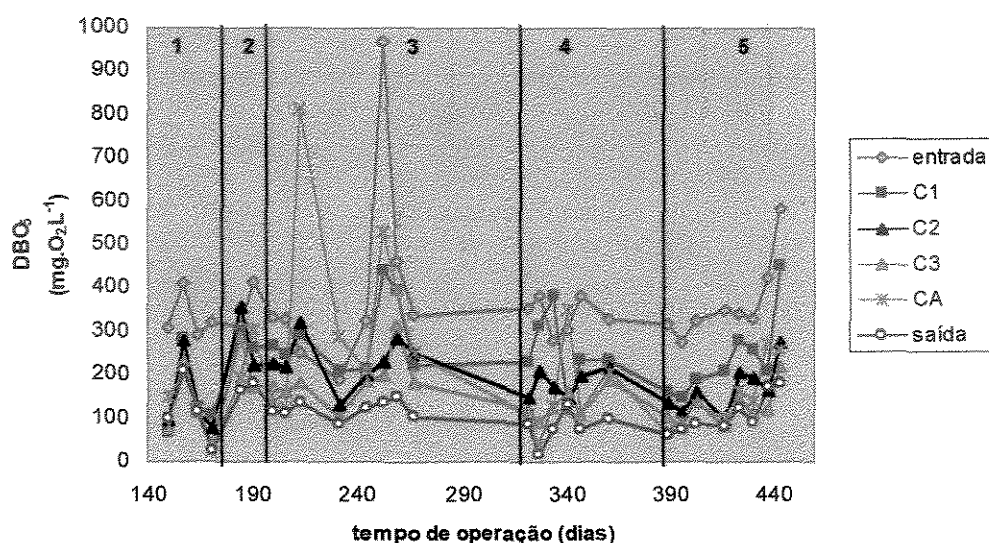


Figura 5.15: Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO_5) ao longo do tempo

Os valores médios de porcentagem de remoção de DBO_5 estão apresentados na Tabela 5.25 e Figura 5.16.

Tabela 5.25: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de DBO_5 .

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M	dp	M	dp	M	dp	M	dp	M	dp	M	dp
Saída Câmara 3	57,2	17,8 (31,1)	67,3	19,3 (28,7)	33,0	36,1 (109,4)	46,7	15,5 (33,2)	62,6	12,4 (19,8)	65,6	7,3 (11,1)
Saída do Reator	68,3	12,3 (18,0)	67,6	18,2 (26,9)	52,4	6,2 (11,8)	64,6	11,6 (18,0)	75,7	10,9 (14,4)	69,2	6,8 (9,8)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

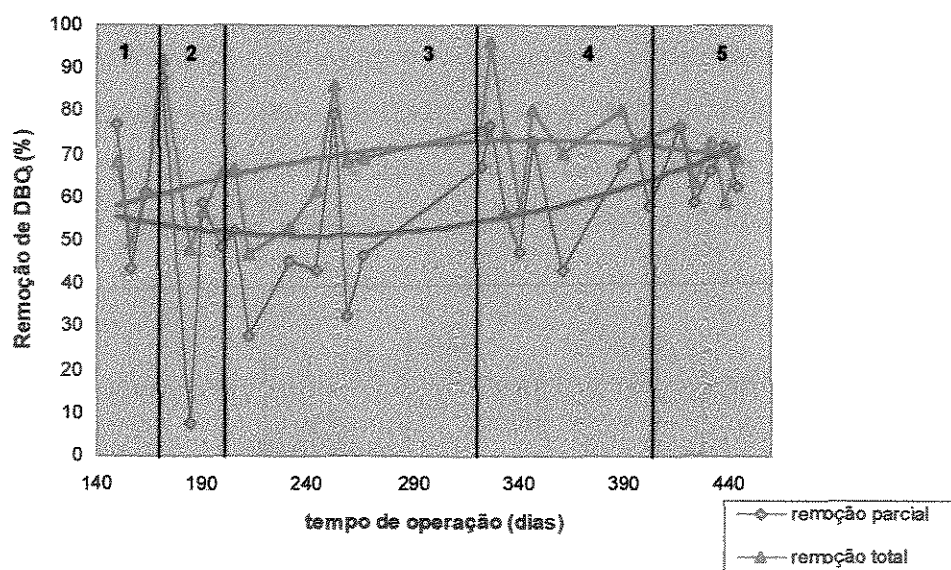


Figura 5.16: Eficiência de Remoção de DBO₅ ao longo do tempo

Na Tabela 5.26 são apresentados os resultados da análise estatística de comparação de média de duas amostras na remoção parcial de DBO₅ nas diferentes fases de estudo do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio.

Tabela 5.26: Comparação entre a média de duas amostras na remoção parcial de DBO₅ nas diferentes fases de estudo

Fases	1	2	3	4	5
1 (14)		≠	=	=	=
2 (3)	≠		≠	≠	≠
3 (9)	=	≠		≠	≠
4 (8)	=	≠	≠		=
5 (6)	=	≠	≠	=	

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

Quando as câmaras anaeróbias tiveram seu TDH diminuído de 12 para 8 horas (Fase 2 para 3) não houve queda na eficiência média de remoção parcial de DBO₅, pelo contrário, ocorreu sim um aumento no valor médio de remoção parcial. O mesmo ocorreu quando da passagem da Fase 3 para a 4, onde o reator ficou um período de

aproximadamente 2 meses em situações precárias de operação devido a alguns problemas encontrados. Com a diminuição em 50 % do TDH nas câmaras anaeróbias, 8 para 4 horas, da Fase 3 para a 4, a avaliação estatística de comparação de médias de duas amostras mostraram que os valores entre a Fase 3 e 4 diferem com nível de significância de $P = 0,05$ (Tabela 5.26). A Fase 5 também apresentou diferença significativa em relação a Fase 3.

Na Tabela 5.27 são apresentados os resultados da análise estatística de comparação de média de duas amostras na remoção total de DBO_5 nas diferentes fases de estudo do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio.

Tabela 5.27: Comparação entre a média de duas amostras na remoção total de DBO_5 nas diferentes fases de estudo

Fases	1	2	3	4	5
1 (3)		=	=	=	=
2 (3)	=		≠	≠	≠
3 (8)	=	≠		=	=
4 (8)	=	≠	=		=
5 (6)	=	≠	=	=	

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

Com o aumento do TDH da câmara aeróbia de 2 para 4 horas (Fase 1 para 2, 3 e 4) pouco se alterou a eficiência média de remoção total de DBO_5 . Apenas a Fase 2 teve um valor médio um pouco menor devido a problemas operacionais já citados e a Fase 4 um valor médio maior em decorrência a um melhor controle operacional do sistema. Quando se alterou o TDH nas câmaras anaeróbias de 4 para 3 horas (Fase 4 para 5) houve uma pequena queda, na eficiência média de remoção total de DBO_5 . Nesta fase também foi verificada a menor média de oxigênio dissolvido, contudo não houve queda significativa no valor médio de remoção de DBO_5 .

Quando realizado o teste estatístico de comparação de médias duas amostras, foi verificado que a Fase 2 diferia das Fases 3, 4 e 5, ao nível de significância de $P = 0,05$, na comparação de eficiência de remoção de DBO_5 (Tabela 5.27).

A Fase 4 foi a etapa que apresentou a maior instabilidade quanto aos valores de remoção parcial de DBO_5 , característica esta também detectada para $\text{DQO}_{\text{total}}$, SST e SSV. A Fase 5 foi a que obteve a melhor estabilidade quanto à eficiência de remoção parcial de DBO_5 .

A eficiência de remoção média parcial (saída da câmara 3) para TDH = 12 e 8 horas (Fase 3 e 4) foi de $46,7 \pm 15,5$ e $62,6 \pm 12,4$ % e para remoção total (saída do decantador) foi de $64,6 \pm 11,6$ e $75,7 \pm 10,9$ %. NOUR (1996) apresentou como eficiência de remoção média total para Fase 1B (TDH = 12 horas), e Fase 2 (TDH = 8 horas) $61,8 \pm 9,1$ e $49,0 \pm 14,2$ %, valores estes maiores que os apresentados para remoção parcial. Contudo, o reator operado por NOUR (1996) apresentava um filtro de britas após as câmaras. Os valores de remoção de DBO_5 total obtidos no trabalho de NOUR (1996) são menores que os obtidos no presente trabalho, e diferem quando se utilizou o método estatístico de comparação de médias.

ZANELLA (1999) apresentou valores de eficiência média de remoção parcial e total para DBO_5 quando o TDH = 10 horas (8 horas para as câmaras anaeróbias e 2 horas para a câmara aeróbia), entre $64,0 \pm 7,5$ e $76,0 \pm 7,6$ %, valores estes um pouco maiores que os obtidos no presente estudo para o mesmo TDH. Contudo quando realizado o teste estatístico de comparação de médias de duas amostras, os resultados não apresentaram diferença significativa ao nível de $P = 0,05$, conforme Tabela 5.28.

Tabela 5.28: Resultados da Comparação de média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com ZANELLA (1999) na remoção parcial e total de DBO₅ nas diferentes fases de estudo

Presente Trabalho		ZANELLA (1999) TDH = 10 horas (3)	
Fase	TDH	Parcial	Total
1 (3)	10	=	=
2 (3)	16	=	≠
3 (8)	12	≠	=
4 (8)	8	=	=
5 (6)	7	=	=

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

Para as Fases 2, 3 e 4, os valores médios parciais apresentados para remoção DBO₅ por ZANELLA (1999), apenas na Fase 3 foi observada uma diferença significativa ao nível de $P = 0,05$, e para remoção total de DBO₅, nos valores médios apresentados, apenas na Fase 2 foi constatada uma diferença significativa ao nível de $P = 0,05$ (Tabela 5.28).

5.10 VELOCIDADE ASCENSIONAL

Utilizando-se a área superficial de cada uma das três câmaras anaeróbias e a vazão de efluente, foram calculadas as velocidades ascensionais em cada câmara. Estes valores são apresentados na Tabela 5.29.

Tabela 5.29: Valores de TDH e velocidades ascensionais

TDH				Velocidade Ascensional (m.h ⁻¹)		
(h)	C1	C2	C3	C1	C2	C3
8	4	2	2	0,25	0,50	0,50
12	6	3	3	0,16	0,30	0,30
8	4	2	2	0,25	0,50	0,50
4	2	1	1	0,625	1,25	1,25
4	2	1	1	0,625	1,25	1,25

Para as Fases 4 e 5 as velocidades ascensionais ($v = 1,25 \text{ m.h}^{-1}$) para as câmaras 2 e 3 (TDH = 4 horas) não houve perda de sólidos, como pode ser observado por meio da Tabela 33 e Figura 5.19.

Estudos realizados em escala piloto mostraram que a relação área/profundidade para um determinado TDH não influencia o desempenho de reatores UASB. As velocidades ascensionais estão de acordo com os valores recomendados para reatores do tipo UASB, conforme Tabela 5.30.

Tabela 5.30: Velocidades ascendentes recomendadas para o projeto de reatores UASB tratando esgoto domésticos.

Vazão Afluente	Velocidade Ascendente (m.h ⁻¹)
Vazão média	0,5-0,7
Vazão máxima	0,9-1,1
Picos temporários*	<1,5

* Picos de vazão com duração entre 2 e 4 horas.
Fonte: Adaptado de LETTINGA & HULSHOFF POL (1995)

5.11 SÓLIDOS EM SUSPENSÃO

Os valores médios de Sólidos em Suspensão obtidos estão apresentados nas Tabelas 5.31, 5.32 e 5.33 e Figuras 5.17, 5.18 e 5.19.

Tabela 5.31: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos em Suspensão Totais (mg.L⁻¹).

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp	
Afluente	278,6	61,2 (22,0)	281,6	53,7 (19,1)	290,3	68,4 (23,6)	305,1	57,7 (18,9)	235,3	42,5 (18,0)	350,6	36,7 (10,5)
Câmara 1	190,2	74,7 (39,3)	128,8	30,7 (23,8)	194,3	34,3 (17,7)	188,3	31,5 (16,7)	208,3	125,8 (60,4)	210,7	29,2 (13,9)
Câmara 2	138,0	68,2 (49,4)	77,5	31,2 (40,3)	174,9	81,3 (46,5)	200,6	42,5 (21,2)	95,4	34,0 (35,6)	145,0	78,8 (54,3)
Câmara 3	107,7	48,7 (45,2)	78,5	28,8 (36,7)	151,1	44,2 (29,3)	145,2	19,1 (13,2)	83,5	34,3 (41,1)	148,8	70,4 (47,3)
Câmara 4 (CA)	158,4	100,4 (63,4)	108,5	53,4 (49,2)	236,9	75,5 (31,9)	226,9	120,0 (52,9)	129,1	119,2 (92,3)	202,3	80,8 (39,9)
Saída	72,9	39,0 (53,5)	58,3	27,5 (47,2)	108,2	2,0 (1,9)	116,5	32,8 (28,2)	40,4	26,5 (65,6)	83,4	32,9 (39,4)

Obs.: M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

Tabela 5.32: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos em Suspensão Fixos (mg.L⁻¹).

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp	
Afluente	39,2	26,3 (67,1)	28,6	17,1 (59,8)	39,9	9,1 (22,8)	42,9	18,8 (43,8)	33,5	27,3 (81,5)	72,8	38,8 (53,3)
Câmara 1	28,2	22,1 (78,4)	11,0	4,7 (42,7)	26,0	11,5 (44,2)	22,9	17,3 (75,5)	34,6	24,8 (71,7)	40,4	31,0 (76,7)
Câmara 2	26,2	31,3 (119,5)	8,6	2,4 (27,9)	28,9	20,5 (70,9)	39,6	25,6 (64,6)	13,0	5,8 (44,6)	44,4	61,0 (137,4)
Câmara 3	14,7	11,1 (75,5)	7,9	3,4 (43,0)	21,8	4,5 (20,6)	23,3	8,2 (35,2)	12,2	14,2 (116,4)	21,5	14,6 (67,9)
Câmara 4 (CA)	29,4	29,0 (98,6)	16,7	10,8 (64,7)	38,8	15,9 (41,0)	47,3	30,4 (64,3)	31,6	45,6 (144,3)	31,6	27,8 (88,0)
Saída	8,8	7,6 (86,3)	4,9	4,0 (81,6)	12,1	9,2 (76,0)	16,9	3,8 (22,5)	4,9	3,1 (63,3)	12,7	12,9 (101,6)

Obs.: M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

Tabela 5.33: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos em Suspensão Voláteis (mg.L^{-1}).

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	$M \pm dp$		$M \pm dp$		$M \pm dp$		$M \pm dp$		$M \pm dp$		$M \pm dp$	
Afluente	240,4	50,5 (21,0)	235,7	44,8 (19,0)	205,5	59,9 (29,1)	262,4	45,3 (17,3)	201,9	48,3 (23,9)	277,8	42,1 (15,2)
Câmara 1	162,0	66,7 (41,2)	117,8	29,9 (25,4)	168,3	23,8 (14,1)	165,4	30,9 (18,7)	173,6	108,9 (62,7)	170,3	58,9 (34,6)
Câmara 2	111,3	47,9 (43,0)	69,1	30,3 (43,8)	146,1	61,0 (41,8)	161,0	20,5 (12,7)	82,4	31,1 (37,7)	100,6	34,6 (34,4)
Câmara 3	93,0	41,1 (44,2)	70,8	25,6 (36,2)	129,3	39,7 (30,7)	121,9	13,8 (11,3)	71,3	20,9 (29,3)	127,4	67,9 (53,3)
Câmara 4 (CA)	129,5	76,2 (58,8)	93,5	46,3 (49,5)	198,1	62,0 (31,3)	179,5	95,2 (53,0)	97,5	75,8 (77,7)	170,6	55,4 (32,5)
Saída	61,4	34,2 (55,7)	53,4	26,5 (49,6)	96,3	3,3 (3,4)	85,7	44,4 (51,5)	35,4	24,1 (68,1)	70,6	25,6 (36,3)

Obs.: $M \pm dp$: valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

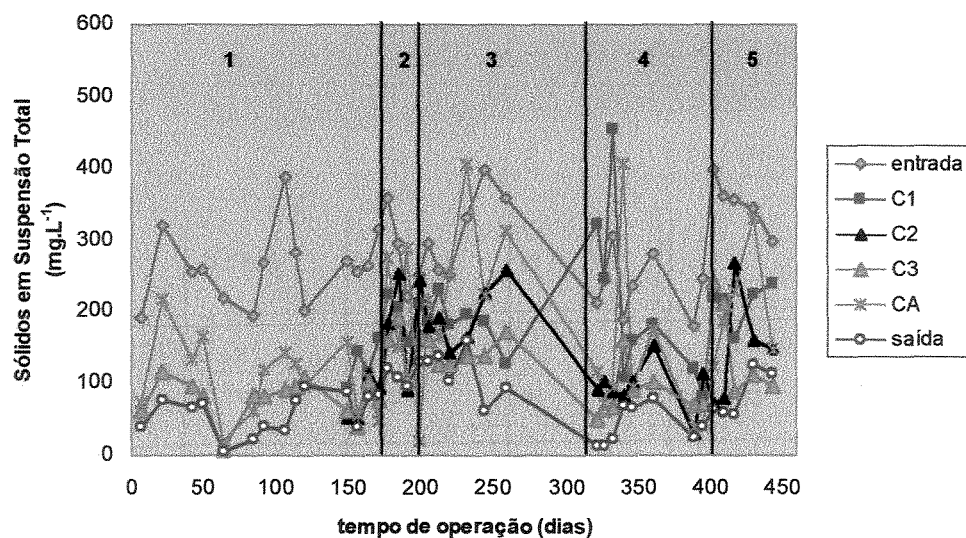


Figura 5.17: Sólidos em Suspensão Totais ao longo do tempo

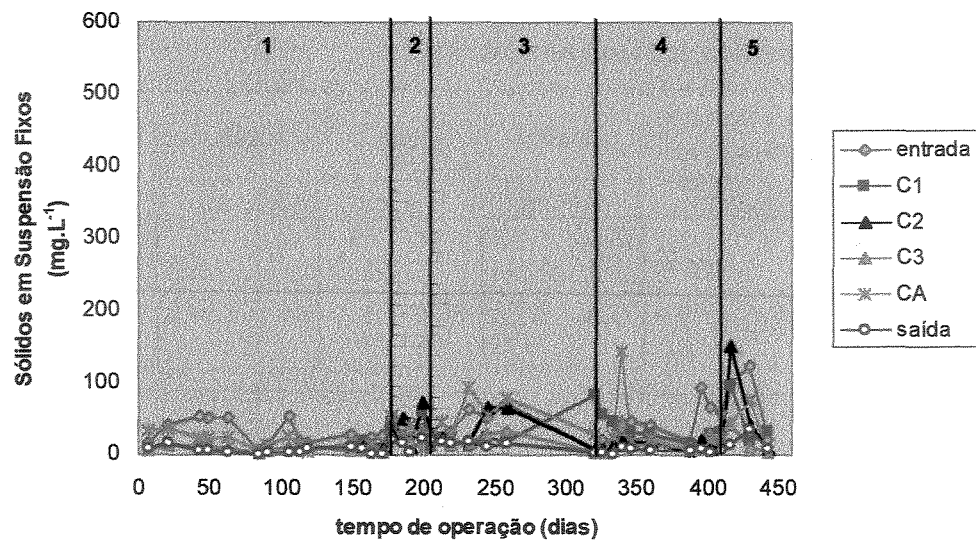


Figura 5.18: Sólidos em Suspensão Fixos ao longo do tempo

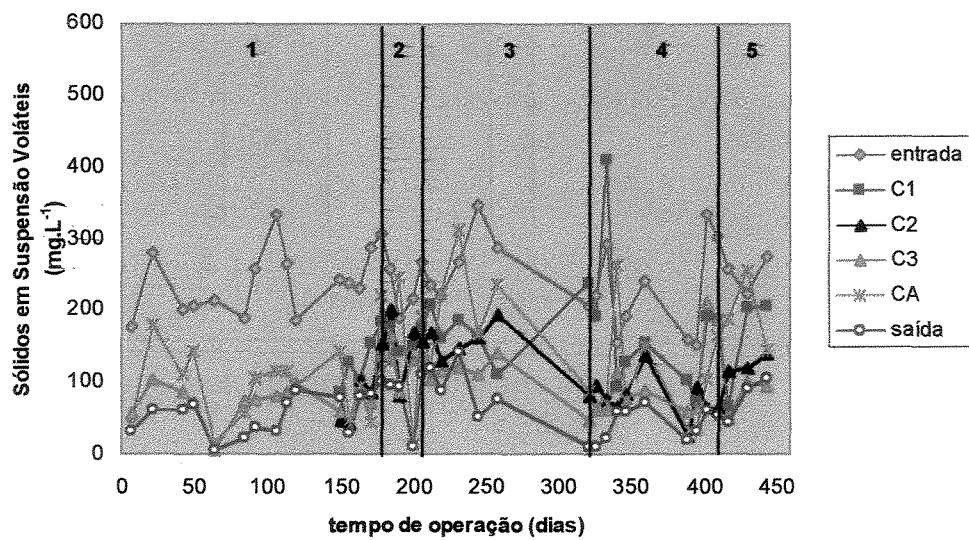


Figura 5.19: Sólidos em Suspensão Voláteis ao longo do tempo

As remoções de sólidos em suspensão totais obtidas na saída da câmara 3 e do decantador são apresentadas na Tabela 5.34 e Figura 5.31.

Tabela 5.34: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos em Suspensão Totais.

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp	
Saída Câmara 3	61,3	15,7 (25,6)	69,4	12,4 (17,9)	47,9	10,9 (22,8)	51,2	9,6 (18,8)	62,8	20,1 (32,0)	58,4	16,4 (28,1)
Saída do Reator	73,1	16,8 (23,0)	77,4	11,4 (14,7)	61,9	5,1 (8,2)	64,1	14,5 (22,6)	78,8	24,9 (31,6)	71,4	18,0 (25,2)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

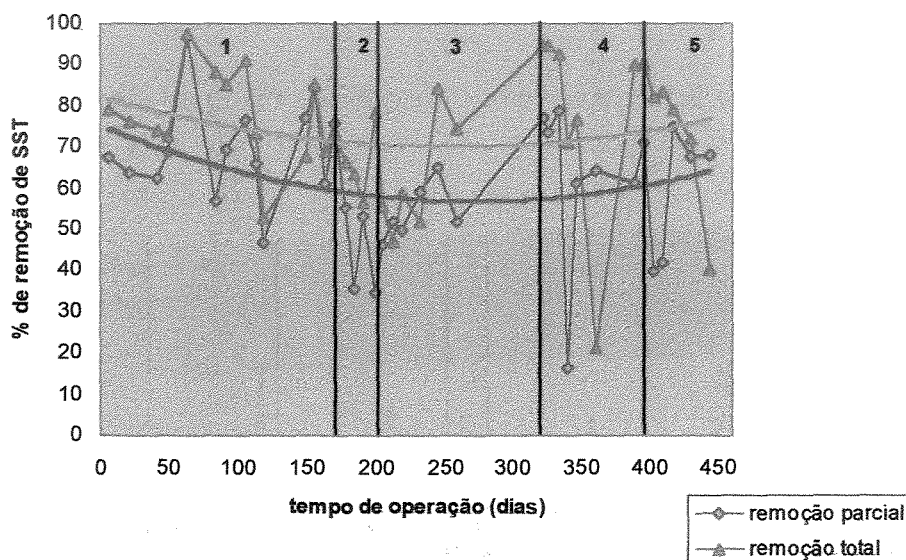


Figura 5.20: Eficiência de Remoção de SST ao longo do tempo

Na Fase 2 foram obtidos resultados menores na eficiência média de remoção parcial e total de SST em relação às demais Fases, causado pela má manutenção no controle da vazão, já que a tubulação de entrada entupia constantemente.

Na Tabela 5.35 são apresentados os resultados da análise estatística de comparação de média de duas amostras na remoção parcial de SST nas diferentes fases de estudo do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio.

Tabela 5.35: Comparação de média de duas amostras na remoção parcial de SST nas diferentes fases de estudo

Fases	1	2	3	4	5
1 (14)		≠	≠	=	=
2 (3)	≠		=	=	=
3 (7)	≠	=		=	=
4 (8)	=	=	=		=
5 (5)	=	=	=	=	

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

Com a diminuição do TDH das câmaras anaeróbias de 12 para 8 horas (Fase 2 para 3) não houve queda na eficiência média de remoção parcial de SST, mas sim um aumento. O mesmo ocorreu na mudança do TDH das câmaras anaeróbias da Fase 3 para a 4, onde se diminuiu o TDH em 50%. Na Fase 5 foi mantido o tempo de 4 horas para as câmaras anaeróbias. Contudo, quando realizado o teste estatístico de comparação de médias de duas amostras, as Fases 2 e 3 apresentaram diferença significativa de $P = 0,05$ em relação à Fase 1. As demais fases não apresentaram diferença significativa entre si (Tabela 5.35).

Na Tabela 5.36 são apresentados os resultados da análise estatística de comparação de média de duas amostras na remoção total de SST nas diferentes fases de estudo do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio.

Tabela 5.36 Comparação de média de duas amostras na remoção total de SST nas diferentes fases de estudo

Fases	1	2	3	4	5
1 (14)		≠	=	=	=
2 (3)	≠		=	=	=
3 (7)	=	=		=	=
4 (8)	=	=	=		=
5 (5)	=	=	=	=	

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

Os resultados contidos na Tabela 5.36 indicam que o aumento do TDH da câmara aeróbia de 2 para 4 horas (Fase 1 para a 2, 3 e 4) não alterou muito a eficiência média de remoção total de SST, onde apenas a Fase 2 apresentou diferença significativa ao nível de $P = 0,05$ em relação à Fase 1. Quando se alterou o TDH de 4 para 3 horas (Fase 4 para 5) houve um pequeno decréscimo na eficiência média de remoção de SST, podendo ter sido ocasionado pela na quebra da bomba que recalrava o esgoto para as caixas de alimentação e por problemas com o compressor de ar. Foi também na Fase 5 que se verificou a menor média de oxigênio dissolvido. Esta diferença da Fase 4 para a 5 na remoção média de SST, não é verificada quando realizado o teste estatístico de comparação de médias de duas amostras, pois os valores não apresentaram diferença significativa ao nível de $P = 0,05$ (Tabela 5.36).

NOUR (1996) apresentou como eficiência de remoção média total para Fase 1B (TDH = 12 horas), Fase 2 (TDH = 8 horas) e Fase 3 (TDH = 12 horas), $64,3 \pm 13,5$, $49,5 \pm 16,6$ e $67,5 \pm 10,0$ % valores estes inferiores aos apresentados no presente trabalho para remoção de total de SST, porém NOUR (1996) estudou apenas câmaras anaeróbias, seguidas de um filtro de britas.

Para uma confiança maior na comparação de médias entre os estudo de NOUR (1996) e o presente estudo para remoção de SST, foi realizado o teste estatístico de

comparação de médias de duas amostras, sendo os resultados apresentados na Tabela 5.37.

Tabela 5.37: Resultados da Comparação de média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com NOUR (1996) na remoção total de SST nas diferentes fases de estudo

Presente Trabalho		NOUR (1996)		
Fase	TDH	TDH = 12 horas (18)	TDH = 8 horas (32)	TDH = 12 horas (13)
1 (14)	10	≠	≠	≠
2 (3)	16	=	≠	=
3 (7)	12	=	≠	=
4 (8)	8	=	≠	=
5 (5)	7	=	≠	=

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

A análise estatística apresenta resultados onde se pode concluir que, os valores apresentados por NOUR (1996), são menores que os apresentados neste estudo, pois o símbolo de “≠” apresentado na Tabela 5.37, possibilita concluir que os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$.

LOPES (1999), na segunda etapa de seu estudo, usando um reator compartimentado aeróbio alimentado com efluente de um reator compartimentado anaeróbio, utilizando um TDH igual a 8 horas e 6 horas obteve uma remoção média e desvio padrão de SST igual a $94,0 \pm 5,0$ e 82 ± 20 % respectivamente, valores estes maiores que os valores obtidos neste estudo. Para se verificar se havia diferença significativa entre os resultados apresentados pela autora e o do presente estudo foi realizado um teste estatístico de comparação de médias de duas amostras, onde se verificou que os resultados apresentados pela autora não apresentavam diferença significativa ao nível de $P = 0,05$, conforme Tabela 5.38.

Tabela 5.38: Resultados da Comparação de média de duas amostras entre os valores obtidos no presente estudo com LOPES (1999) na remoção total de SST nas diferentes fases de estudo

Presente Trabalho		LOPES (1999)	
Fase	TDH	TDH = 8 horas (10)	TDH = 6 horas (21)
4 (8)	8	=	=
5 (5)	7	=	=

Obs.: = : os resultados não diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

≠ : os resultados diferem com nível de significância com $P = 0,05$;

O valor entre parênteses representa o número de amostras que geraram a média.

AISSE (2000) obteve em seu estudo com um reator UASB uma remoção de SST de 72,6 %, valor este um pouco maior que as Fases 2 e 3, muito semelhante ao a Fase 5 e menores que as Fases 1 e 4 do presente estudo. Para o reator anaeróbio compartimentado o autor apresentou um valor de remoção de 60,6%, valor este inferior aos valores apresentados no presente estudo.

É importante salientar que o desempenho do reator, em relação à remoção de SST, não se alterou durante a diminuição do TDH, procedimento este que proporcionou uma adaptação para biomassa diante de novas condições de operação.

A remoção de sólidos em suspensão fixos obtida é indicado na Tabela 5.39 e Figura 5.21:

Tabela 5.39: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos em Suspensão Fixos.

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp	
Saída Câmara 3	61,7	23,6 (38,2)	67,3	20,5 (30,5)	44,3	12,9 (29,1)	38,9	26,9 (69,2)	70,4	16,8 (23,9)	74,2	18,6 (25,1)
Saída do Reator	73,1	20,5 (28,0)	77,1	19,0 (24,6)	71,8	19,1 (26,6)	52,4	24,3 (46,4)	82,4	12,2 (14,8)	77,3	16,1 (20,8)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

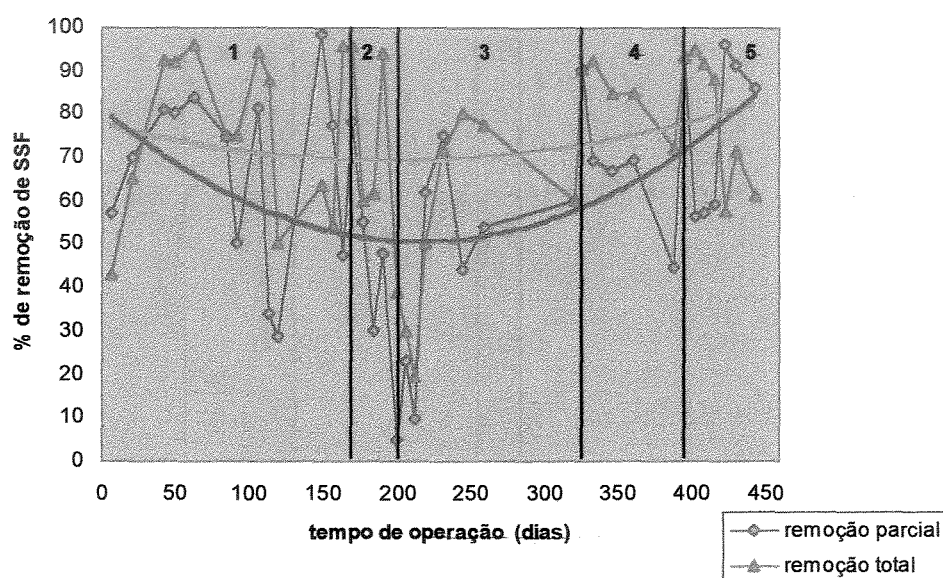


Figura 5.21: Eficiência de Remoção de SSF ao longo do tempo

A remoção de sólidos em suspensão voláteis obtida é indicada na Tabela 5.40 e Figura 5.22:

Tabela 5.40: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos em Suspensão Voláteis.

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp	
Saída Câmara 3	61,7	15,0 (24,3)	69,3	12,3 (17,7)	48,5	10,6 (21,9)	52,5	8,9 (16,9)	62,4	16,8 (26,9)	55,6	18,8 (33,8)
Saída do Reator	73,2	15,9 (21,7)	74,3	17,1 (23,0)	60,1	9,1 (15,1)	66,8	18,2 (27,2)	81,4	13,0 (16,0)	73,6	11,9 (16,2)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

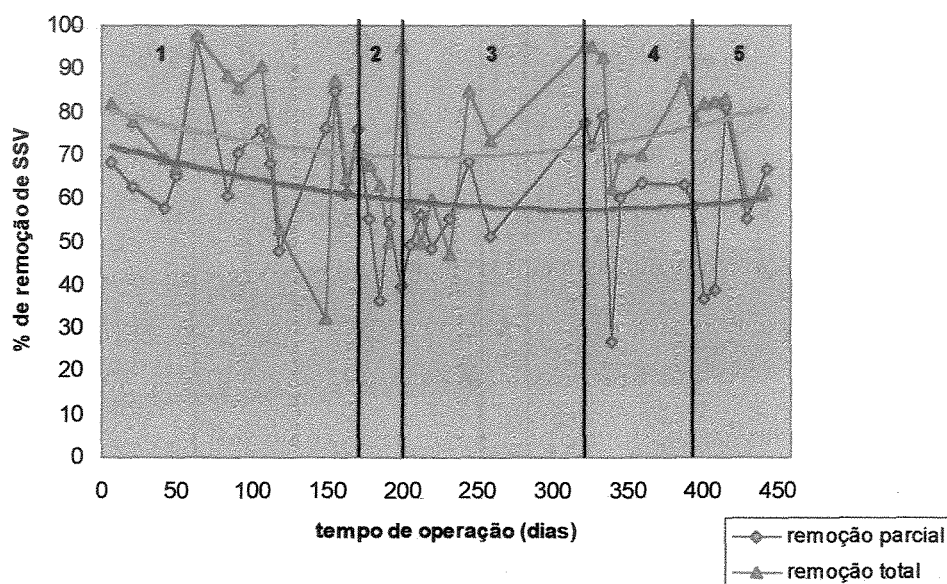


Figura 5.22: Eficiência de Remoção de SSV ao longo do tempo

O comportamento apresentado nos resultados de remoção de SSV foi semelhante aos resultados de remoção de SST.

A quantidade de SSV na quarta câmara em nenhum momento atingiu valores próximos aos citados por Von SPERLING (1997) que, para lodos ativados convencional é de 1500 a 3500 mg.SSV/L e aeração prolongada 2500 a 4000 mg. SSV/L.

5.11 SÓLIDOS TOTAIS

A comportamento dos valores de sólidos totais (Tabela 5.41 e Figura 5.23) no interior do reator manteve-se oscilando principalmente nas Fases 1, 2 e 3, apesar da grande variação dos sólidos totais de entrada e, independente do tempo de detenção hidráulica empregado, observou-se a rápida obtenção do equilíbrio do reator para esse parâmetro.

Tabela 5.41: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos Totais.

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp	
Afluente	2878	2703 (93,9)	2484	1920 (77,3)	4868	3514 (72,2)	4968	2950 (59,4)	1245	606 (48,7)	840	94 (11,2)
Câmara 1	1208	1028 (85,1)	1734	2332 (134,5)	1009	431 (42,7)	1288	1023 (79,4)	1274	643 (50,5)	735	89 (12,1)
Câmara 2	769	529 (68,8)	1140	1461 (128,2)	1077	478 (44,4)	692	152 (22,0)	629	169 (26,9)	685	80 (11,7)
Câmara 3	625	301 (48,2)	638	580 (90,9)	764	163 (21,3)	793	296 (37,3)	449	128 (28,5)	501	113 (22,6)
Câmara 4 (CA)	797	690 (86,6)	655	274 (41,8)	838	163 (19,5)	1288	1030 (80,0)	392	40 (10,2)	593	247 (41,7)
Saída	465	324 (69,7)	767	663 (86,4)	816	126 (15,4)	530	180 (34,0)	239	110 (46,0)	283	91 (32,2)

Obs.: M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

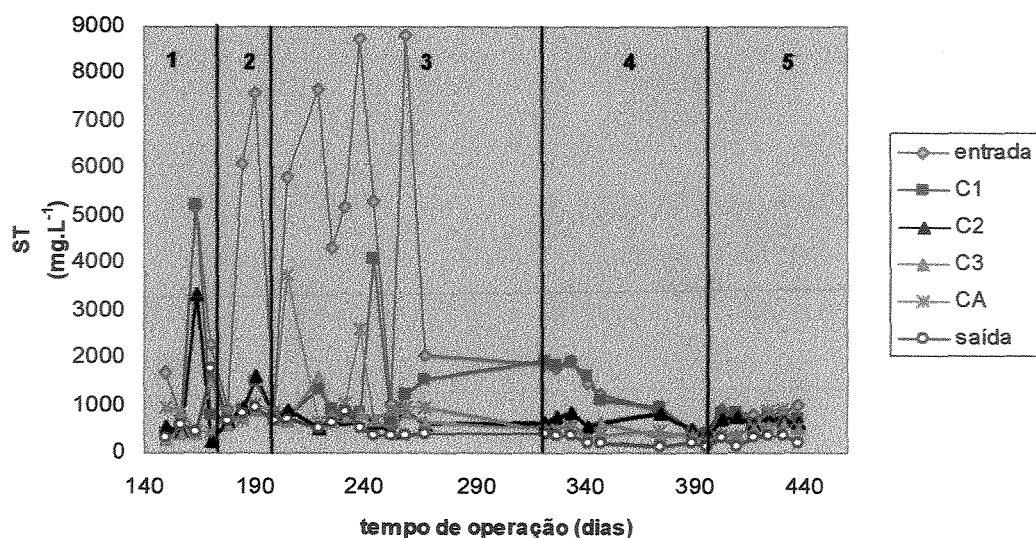


Figura 5.23: Sólidos Totais ao longo do tempo

A remoção de sólidos totais obtida é indicada na Tabela 5.42 e Figura 5.24:

Tabela 5.42: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos Totais.

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp		M ± dp	
Saída Câmara 3	60,3	25,4 (42,1)	65,0	27,8 (42,8)	70,0	30,2 (43,1)	74,2	23,8 (32,1)	55,8	22,2 (39,8)	38,7	16,0 (41,3)
Saída do Reator	71,3	22,8 (32,0)	55,0	36,8 (66,9)	66,3	35,9 (54,1)	80,3	22,3 (27,8)	78,5	9,0 (11,5)	61,6	15,7 (25,5)

Obs.: M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação o desvio médio.

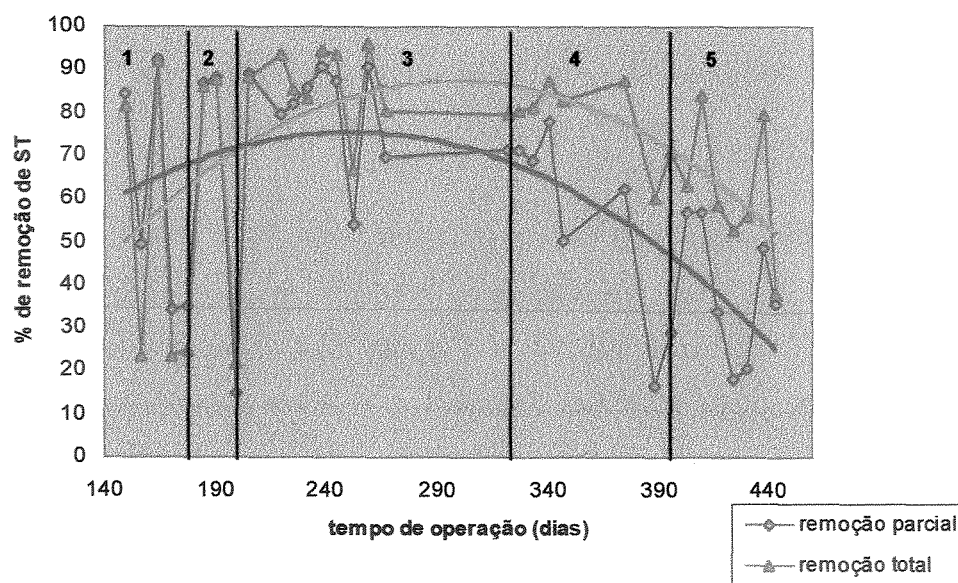


Figura 5.24: Eficiência de remoção de ST ao longo do tempo

Vale ressaltar que mesmo com a diminuição do TDH das câmaras anaeróbias de 12 para 8 horas (Fase 2 para 3) não houve queda, mas sim um aumento na eficiência média de remoção parcial de ST. Quando se diminuiu o TDH das câmaras anaeróbias de 8 para 4 horas (Fase 3 para 4, e 5), houve uma queda no valor médio de remoção parcial de ST de 74,2 para 55,8%, em seguida para 38,7 %, provavelmente ocasionado pelo acúmulo de sólidos causado pelo dispositivo instalado na tubulação de descarte de efluente da própria câmara 3. Este dispositivo tinha como função reter material particulado de forma a diminuir a ocorrência de entupimentos nesta tubulação. Este dispositivo mesmo sendo limpo uma vez por semana pode ter diminuído a eficiência média de remoção de ST, contudo fica a dúvida: porque esse comportamento não foi registrado nos SST?

Para a mudança do TDH da câmara aeróbia de 2 para 4 horas (Fase 1 para a 2, 3 e 4) verificou-se alterações na eficiência média de remoção total de ST, a Fase 2 teve um valor médio um pouco menor devido as ocorrências operacionais já citados. Quando se alterou o TDH de 4 para 3 horas (Fase 4 para 5) houve um decréscimo, na eficiência média de remoção total de ST, provavelmente ocasionados pela grande

produção de lodo na quarta câmara, e que era encaminhado para o decantador laminar. Esta ocorrência pode ser constatada visualmente ao final da Fase 5. Foi também na Fase 5 que se verificou a menor média de oxigênio dissolvido.

Para a remoção total (saída do reator) de ST a Fase 3 foi a que apresentou melhores resultados, ou seja, um valor médio acima de 80%. Pode-se observar os valores contidos na Tabela 5.42 e Figura 5.24, que houve um decréscimo nos resultados de remoção total nas Fases 4 e 5. Esse decréscimo foi ocasionado pela quantidade muito grande de lodo encontrado no decantador laminar, que pode ser constatado visualmente ao final da Fase 5, mas não apresentando diminuição nos valores de remoção de DQO_{total} , DBO_5 .

MAEDA (1999) apresentou como resultado de remoção em porcentagem, de ST para a Fase 3 de operação (TDH = 8 horas), 60,4%, valor este inferior ao apresentado no presente estudo para a Fase 4 (TDH = 8 horas) que foi de 78,5%, e resultado muito semelhante ao da Fase 5 (TDH = 7 horas) que foi de 61,6%.

AISSE (2000) em seu estudo com um reator UASB apresentou como resultado médio de remoção de ST, o valor de 39,3 %, valor este menor que o apresentado pelo reator compartimentado anaeróbio/aeróbio, e para o reator anaeróbio compartimentado AISSE (2000) apresentou como resultado de eficiência de remoção média de ST, 33,3 %, valor este menor que os resultados médios apresentados para eficiência de remoção parcial do reator utilizado no presente estudo.

Observando os resultados obtidos para sólidos totais fixos (Tabela 5.43 e Figura 5.25) nota-se uma variação de 5 e 940 $mg.L^{-1}$ ao longo de todas as câmaras, bem como entrada e saída do reator.

Tabela 5.43: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos Totais Fixos.

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp	
Afluente	346,4	126,3 (36,5)	349,5	17,5 (5,0)	389,0	72,0 (18,5)	412,0	78,6 (19,1)	223,5	59,5 (26,6)	424,0	156,0 (36,8)
Câmara 1	294,8	132,2 (44,8)	218,8	28,5 (13,0)	386,0	81,2 (21,0)	327,9	48,7 (14,9)	200,5	42,4 (21,1)	383,0	218,0 (56,9)
Câmara 2	290,6	155,5 (53,5)	192,8	35,8 (18,6)	331,0	44,4 (13,4)	366,8	190,6 (52,0)	188,0	28,4 (15,1)	357,0	196,0 (54,9)
Câmara 3	251,4	143,8 (57,2)	188,5	40,8 (21,6)	342,7	66,3 (19,3)	340,3	188,3 (55,3)	158,6	25,1 (15,8)	240,0	144,0 (60,0)
Câmara 4 (CA)	301,9	198,4 (67,7)	235,5	34,9 (14,8)	355,0	109,1 (30,7)	469,5	242,4 (51,6)	146,4	28,4 (19,4)	265,0	167,0 (63,0)
Saída	192,4	104,1 (54,1)	175,0	23,0 (13,1)	374,3	45,1 (12,0)	247,1	77,9 (31,5)	120,9	40,6 (33,6)	123,0	61,0 (49,6)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

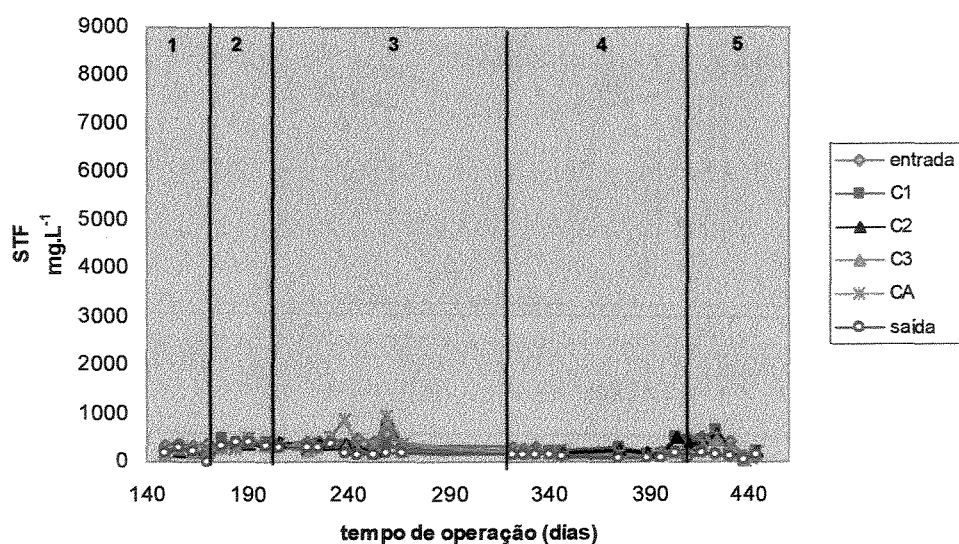


Figura 5.25: Sólidos Totais Fixos ao longo do tempo

As médias de remoção para STF obtidas durante o período de coleta de dados do reator estão apresentadas na Tabela 5.44 e Figura 5.26.

Tabela 5.44: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos Totais Fixos.

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp	
Saída Câmara 3	33,3	20,2 (60,7)	45,9	12,2 (26,6)	13,0	2,2 (16,9)	28,1	19,3 (68,7)	28,8	10,1 (35,1)	48,8	27,7 (56,8)
Saída do Reator	46,4	23,8 (51,3)	49,0	35,4 (72,2)	11,7	8,7 (74,4)	38,0	21,7 (57,1)	45,5	13,1 (28,8)	71,3	7,7 (10,8)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

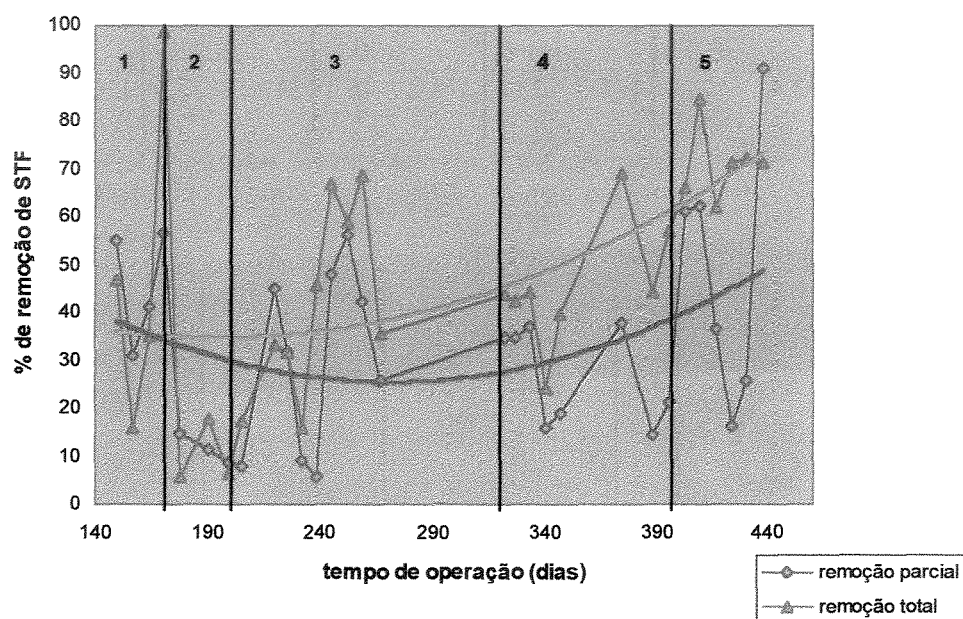


Figura 5.26: Eficiência de remoção de STF ao longo do tempo

Os valores de STV estão apresentados na Tabela 5.45 e Figura 5.27.

Tabela 5.45: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos Totais Voláteis.

Ponto de Coleta	444 dias de operação	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5
	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp	M $\pm$ dp
Afluente	2431 2620 (107,8)	2135 1931 (90,4)	3844 4644 (120,8)	4553 2912 (64,0)	1022 559 (54,7)	499 114 (22,8)
Câmara 1	952 1057 (111,0)	1558 2341 (150,3)	647 639 (98,8)	960 1031 (107,4)	1073 632 (58,9)	475 97 (20,4)
Câmara 2	513 530 (103,3)	950 1450 (152,6)	825 607 (73,6)	371 92 (24,8)	441 146 (33,1)	450 83 (18,4)
Câmara 3	389 284 (73,0)	450 598 (132,9)	390 137 (35,1)	495 308 (62,2)	290 117 (40,3)	302 99 (32,8)
Câmara 4 (CA)	521 613 (117,7)	419 265 (63,2)	515 25 (4,9)	858 973 (113,4)	245 87 (35,5)	397 209 (52,6)
Saída	271 309 (114,0)	597 780 (130,7)	447 129 (28,9)	298 102 (34,2)	119 77 (64,7)	154 309 (200,6)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

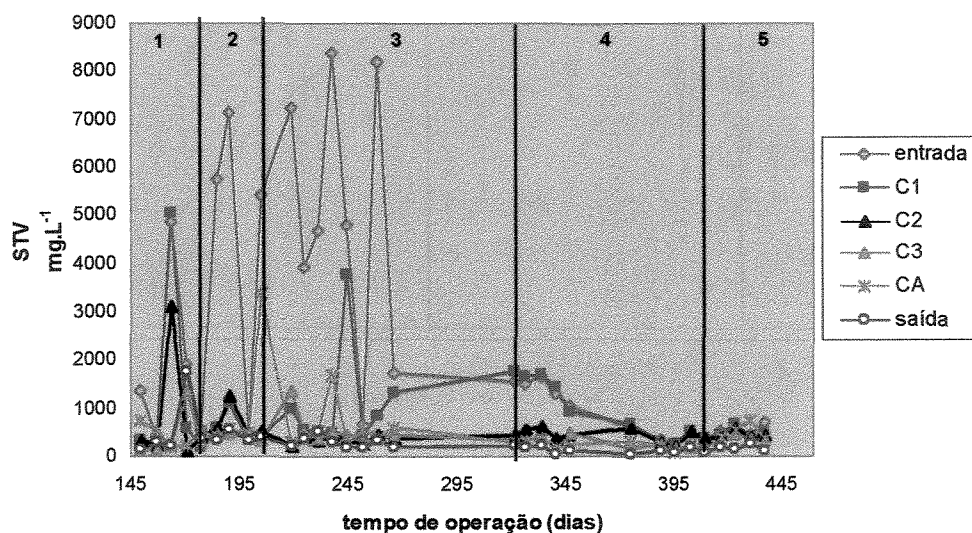


Figura 5.27: Sólidos Totais Voláteis ao longo do tempo

Os valores de saída de STV oscilavam muito estando os valores entre 31 e 1764 mg.L⁻¹, os valores de entrada obtidos também apresentaram uma grande variação 267 e 8360 mg.L⁻¹.

As médias de remoção para STV obtidas durante o período de coleta de dados do reator estão apresentadas na Tabela 5.46 e Figura 5.28.

Tabela 5.46: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Sólidos Totais Voláteis.

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp	
Saída Câmara 3	65,0	27,0 (41,5)	70,8	30,5 (43,1)	70,4	32,2 (45,7)	78,2	24,5 (31,3)	62,1	24,5 (39,5)	38,7	19,2 (49,6)
Saída do Reator	77,0	24,0 (31,2)	55,9	43,8 (78,3)	64,5	39,5 (61,2)	85,3	19,5 (22,9)	86,1	9,5 (11,0)	68,2	16,2 (23,8)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

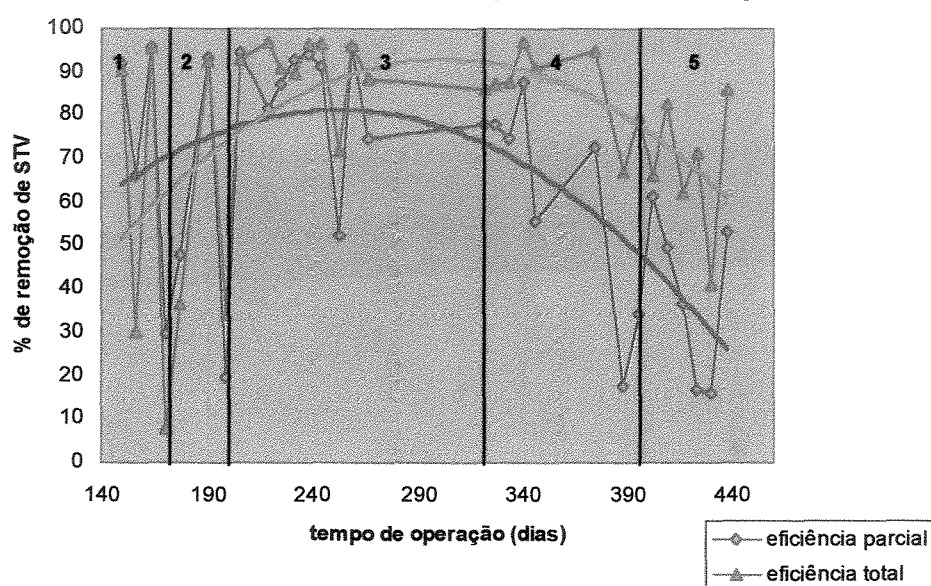


Figura 5.28: Eficiência de remoção de STV ao longo do tempo

Durante a diminuição do TDH das câmaras anaeróbias de 12 para 8 horas (Fase 2 para 3), ocorreu um aumento no valor médio de remoção parcial. Com a diminuição do TDH das câmaras anaeróbias de 8 para 4 horas (Fase 3 para 4 e 5), houve uma queda no valor médio de remoção parcial de ST de 78,2 para 62,1%, e então para 38,7%, provavelmente ocasionado pelos mesmos problemas já citados na discussão de ST.

Para a mudança do TDH da câmara aeróbia de 2 para 4 horas (Fase 1 para a 2, 3 e 4) verificou-se alterações na eficiência média de remoção total de STV, a Fase 2 teve um valor médio um pouco menor devido as problemas operacionais já citados. Quando se alterou o TDH de 4 para 3 horas (Fase 4 para 5) houve um decréscimo, na eficiência média de remoção total de ST, provavelmente ocasionados pela grande produção de lodo na quarta câmara, e que era encaminhado para o decantador laminar. Esta ocorrência pode ser constatada visualmente ao final da Fase 5. Foi também na Fase 5 que se verificou a menor média de oxigênio dissolvido.

MAEDA (1999) apresentou como resultado de remoção em porcentagem, de STV para a Fase 3 de operação (TDH = 8 horas), 81,9%, valor muito semelhante ao apresentado no presente estudo para a Fase 4 onde foi operado com o mesmo TDH.

O comportamento na eficiência de remoção de STV e ST (Figura 5.28 e Figura 5.24) foram muito semelhantes, independente do tempo de detenção hidráulica empregado.

5.12 SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS

A maior parte dos sólidos sedimentáveis presentes no esgoto afluyente foram retidos na câmara 1 como pode ser visto na Tabela 5.47 e Figura 5.29.

Foram encontrados valores de 6,5 a 15 mL.L⁻¹ para a Fase 3 de operação do reator, mostrando uma atividade biológica aeróbia nessa câmara, formando flocos visíveis.

Tabela 5.47: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Sólidos Sedimentáveis (mL.L⁻¹).

Ponto de Coleta	444 dias de operação	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5
	M ± dp	M ± dp	M ± dp	M ± dp	M ± dp	M ± dp
Afluente	2,77 1,60 (57,8)	2,10 1,68 (80,0)	2,17 0,76 (35,0)	2,35 1,21 (51,5)	3,19 2,07 (64,9)	3,60 1,65 (45,8)
Câmara 1	0,89 1,18 (132,6)	0,11 0,13 (118,2)	0,24 0,32 (133,3)	0,24 0,39 (162,5)	2,23 1,59 (71,3)	1,09 0,65 (59,7)
Câmara 2	0,99 1,22 (123,2)	0,02 0,02 (100,0)	1,84 2,02 (109,8)	1,60 1,30 (81,3)	0,50 0,34 (68,0)	0,76 1,27 (167,1)
Câmara 3	0,46 0,71 (154,3)	0,08 0,09 (112,5)	0,32 0,24 (75,0)	0,85 0,90 (105,9)	0,46 0,85 (184,8)	0,13 0,15 (115,4)
Câmara 4 (CA)	4,60 3,82 (83,0)	0,78 1,18 (151,3)	2,48 2,07 (83,5)	8,14 3,63 (44,6)	2,74 2,07 (75,5)	4,26 2,53 (59,4)
Saída	0,24 0,81 (337,5)	0,07 0,07 (100,0)	0,02 0,02 (100,0)	0,50 1,34 (268,0)	0,01 0,00 (0,00)	0,29 0,55 (189,7)

Obs.: M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio

Valores bem baixos ou até a não detecção de sólidos sedimentáveis foram encontrados no efluente de saída do reator, graças à presença do decantador laminar, mostrando grande qualidade quanto aos sólidos sedimentáveis, sempre apresentando valores inferiores 0,5 mL.L⁻¹, atendendo a legislação (RESOLUÇÃO Nº 20 do CONAMA) que normaliza o efluente com materiais sedimentáveis inferiores a 1 mL.L⁻¹. Esses resultados demonstram que o reator compartimentado anaeróbio/aeróbio seguido de um decantador laminar é eficiente para a remoção de sólidos sedimentáveis.

A câmara 4 (câmara aerada) foi aquela apresentou maiores quantidades sólidos sedimentáveis, com uma média de 4,60 mL.L⁻¹, por apresentar características de um processo de mistura completa.

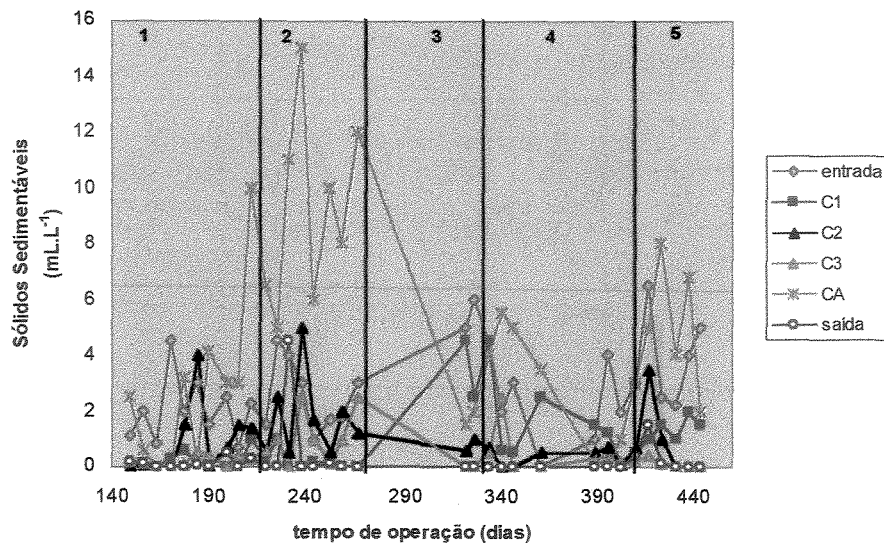


Figura 5.29: Sólidos Sedimentáveis ao longo do tempo

5.13 SÓLIDOS – TOMADAS INTERMEDIÁRIAS

Ao longo do período de coleta de dados foram realizadas análises de sólidos em tomadas intermediárias localizadas ao longo das alturas das três primeiras câmaras, com o objetivo de verificar a evolução da dimensão da espessura da manta de lodo existente.

Os pontos de amostragem são indicados pela sigla correspondente a cada câmara: C1- câmara 1; C2 – câmara 2 e C3 – câmara 3 seguido pela altura do ponto de coleta (m). Foram realizadas as coletas nas seguintes datas 28/08/2000 (Fase 2), 26/09/2000 (Fase 3), 28/11/2000 (Fase 3), 02/06/2001 (Fase 5).

5.13.1 SÓLIDOS EM SUSPENSÃO – TOMADAS INTERMEDIÁRIAS

Os resultados obtidos para sólidos em suspensão totais podem ser observados pela Figura 5.30.

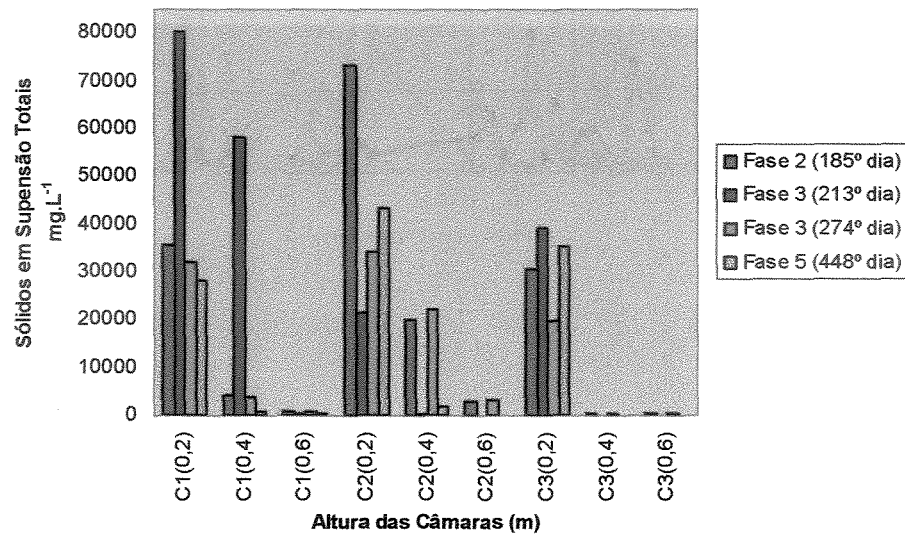


Figura 5.30: Sólidos em Suspensão Totais – Tomadas Intermediárias

Os resultados obtidos para sólidos em suspensão fixos podem ser observados pela Figura 5.31.

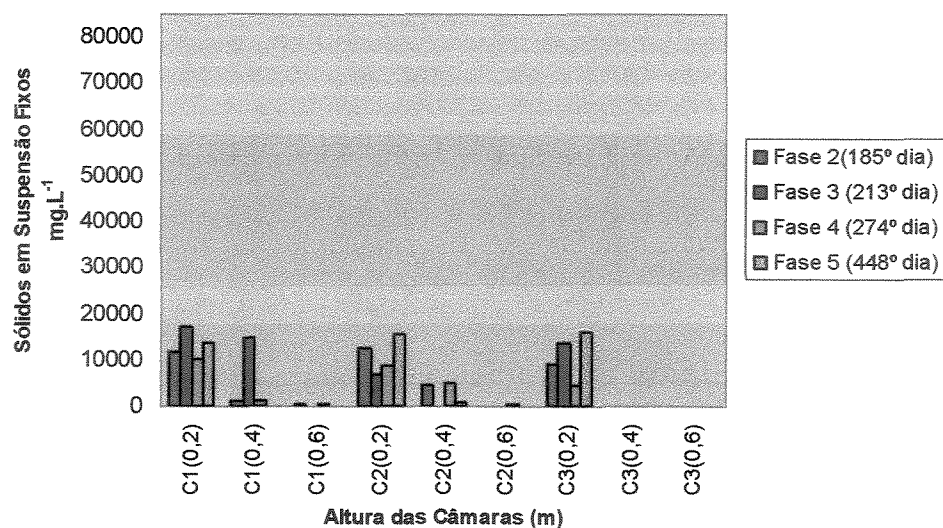


Figura 5.31: Sólidos em Suspensão Fixos - Tomadas Intermediárias

Os resultados obtidos para sólidos em suspensão voláteis podem ser observados pela Figura 5.32.

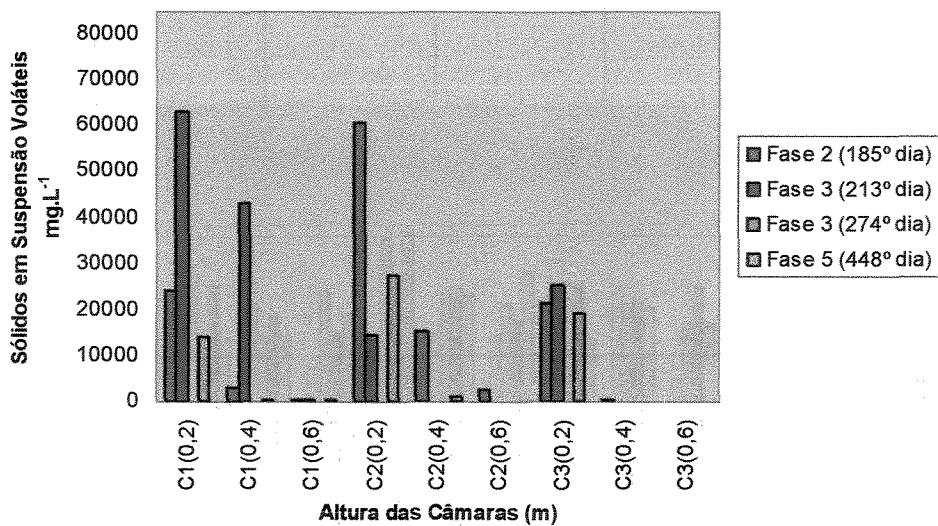


Figura 5.32: Sólidos em Suspensão Voláteis - Tomadas Intermediárias

5.13.2 SSV/SST – TOMADAS INTERMEDIÁRIAS

A relação SSV/SST indica o grau de mineralização da fração orgânica suspensa. Por meio da Tabela 5.48 e Figura 5.33 pode-se observar os valores se SSV/SST para as tomadas intermediárias.

Tabela 5.48: Relação SSV/SST das tomadas intermediárias

Ponto de Coleta	Fase 2	Fase 3	Fase 3	Fase 4
C1 _(0,2)	0,67	0,79	0,68	0,51
C1 _(0,4)	0,73	0,74	0,74	0,78
C1 _(0,6)	0,62	0,80	0,62	0,87
C2 _(0,2)	0,83	0,68	0,74	0,64
C2 _(0,4)	0,76	0,79	0,77	0,65
C2 _(0,6)	0,95	0,83	0,93	0,52
C3 _(0,2)	0,70	0,65	0,77	0,55
C3 _(0,4)	0,64	0,70	0,64	0,80
C3 _(0,6)	0,64	0,79	0,61	0,85

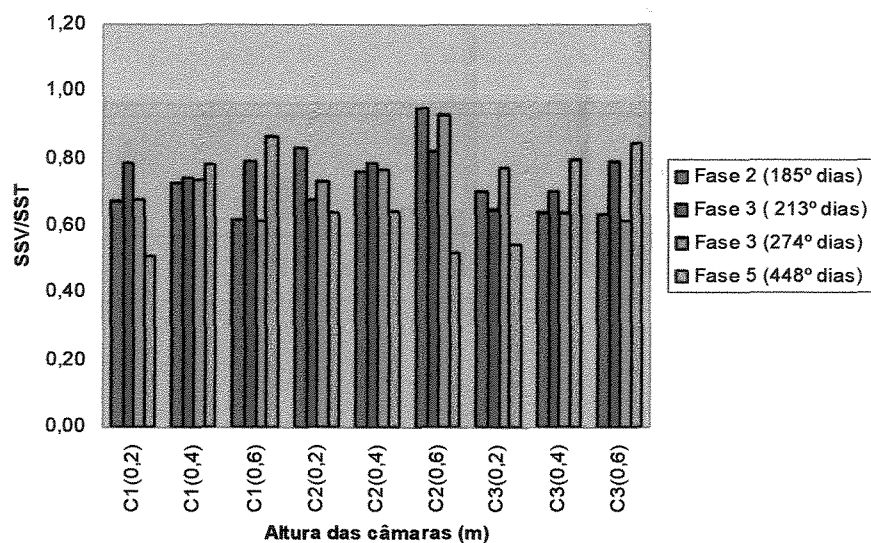


Figura 5.33 Relação entre SSV/SST – Tomadas Intermediárias

5.13.3 SÓLIDOS TOTAIS – TOMADAS INTERMEDIÁRIAS

Os resultados obtidos para sólidos totais podem ser observados pela Figura 5.34.

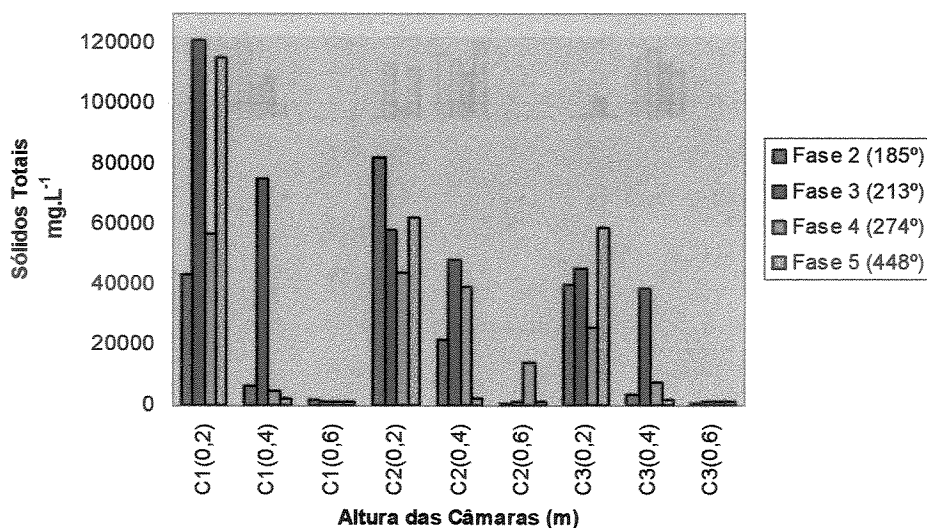


Figura 5.34: Sólidos Totais – Tomadas Intermediárias

Os resultados obtidos para sólidos totais fixos podem ser observados pela Figura 5.35.

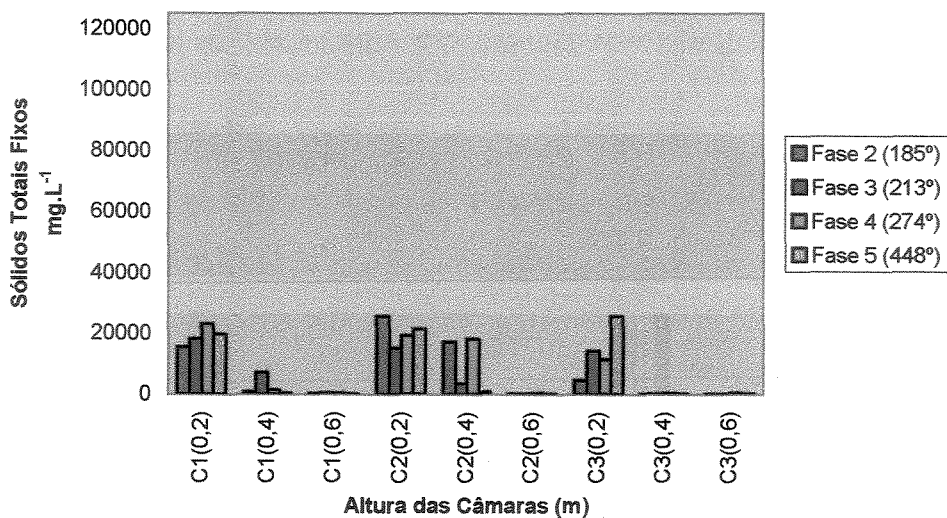


Figura 5.35: Sólidos Totais Fixos – Tomadas Intermediárias

Os resultados obtidos para sólidos totais voláteis podem ser observados pela Figura 5.36.

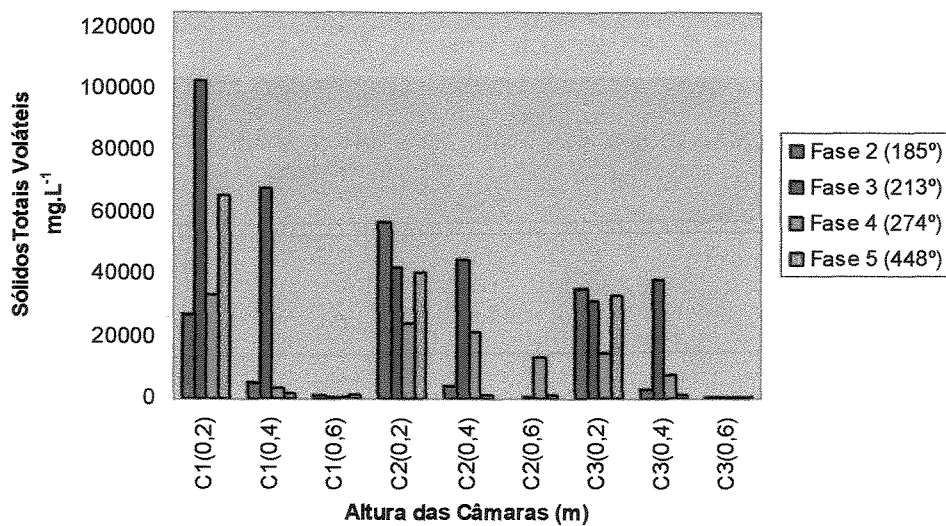


Figura 5.36: Sólidos Totais Voláteis – Tomadas Intermediárias

As mantas de lodo observadas não são muitas espessas, apresentando uma altura menor que 0,40 m, porém o efluente atravessa 3 mantas de lodo (câmara 1, 2 e

3) com estas dimensões. Este fato, uma característica do reator compartimentado, promove uma equivalência com a espessura da manta de lodo presente em reatores do tipo UASB.

Observa-se pela análise das Figuras 5.34, 5.35 e 5.36, que nas três primeiras câmaras, havia uma grande concentração de sólidos, indicando a presença de uma manta de lodo característica nessas câmaras. Essa manta, formada principalmente por sólidos voláteis, encontrava-se suspensa em torno de 0,40 m de altura em relação ao fundo do reator, principalmente nas câmaras 1 e 2.

5.14 OXIGÊNIO DISSOLVIDO

A quantidade de oxigênio dissolvido presente na câmara aeróbia e saída do reator foram monitorados conforme demonstrado na Tabela 5.49 e Figura 5.37.

Tabela 5.49: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Oxigênio Dissolvido ($\text{mg.O}_2\text{.L}^{-1}$).

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4		Fase 5	
	M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp	
Câmara 4 (CA)	2,80	1,10 (39,3)	3,00	0,50 (16,7)	2,70	0,00 (0,0)	3,20	0,60 (18,8)	3,20	1,20 (37,5)	1,60	0,40 (25,0)
Saída	1,70	0,70 (41,2)	2,70	0,40 (14,8)	2,70	0,00 (0,0)	1,80	0,40 (22,2)	2,00	0,80 (40,0)	1,00	0,30 (30,0)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio

Os valores encontrados de oxigênio dissolvido na câmara 4 (CA) foram satisfatórios na maior parte do tempo, alcançando valor máximo de $4,70 \text{ mg O}_2\text{.L}^{-1}$ e mínimo de $0 \text{ mg O}_2\text{.L}^{-1}$ na CA .

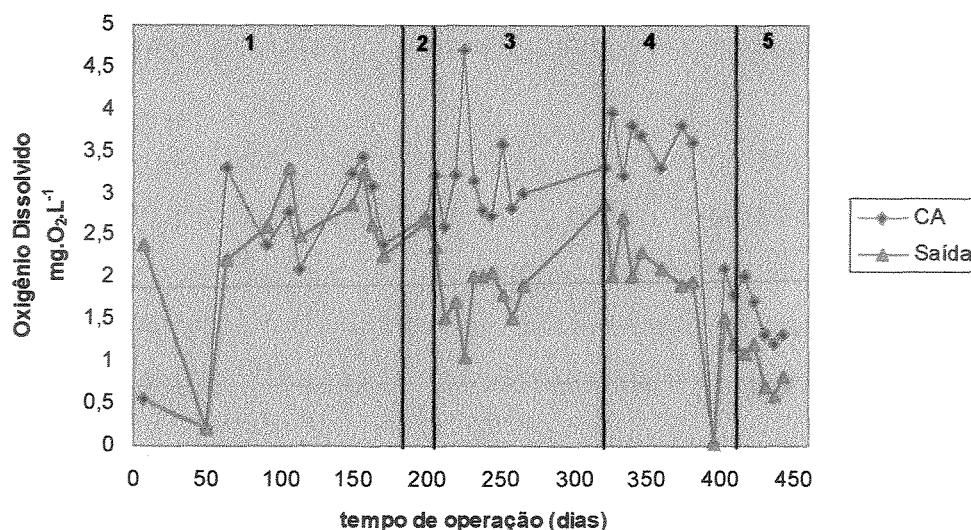


Figura 5.37: Oxigênio Dissolvido na Câmara Aeróbia e saída do reator ao longo do tempo

O valor médio de concentrações de oxigênio dissolvido na a quarta câmara foi de $2,80 \pm 1,10 \text{ mg O}_2.\text{L}^{-1}$, encontrando-se dentro da faixa mínima necessária, conforme descrito na revisão bibliográfica. Mesmo ocorrendo valores de OD menores que os sugeridos pela literatura, estes não apresentaram, influência na eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$, $\text{DQO}_{\text{filtrada}}$, DBO_5 , SST, SSV, ST, STV, com exceção para a Fase 5 onde foi encontrada a menor média de teor de oxigênio dissolvido, registrando-se uma pequena queda de eficiência para esses parâmetros.

O valor médio para quantidade de oxigênio dissolvido para a saída do reator foi de $1,70 \pm 0,70 \text{ mg O}_2.\text{L}^{-1}$, conseguindo lançar um efluente com uma quantidade satisfatória de oxigênio no corpo de água.

A quantidade de oxigênio apresentada na saída do reator teve um decréscimo no seu valor em relação a quarta câmara, devido ao seu consumo pela matéria orgânica no decantador.

5.15 FÓSFORO TOTAL

Os valores encontrados para fósforo total são mostrados na Tabela 5.50 e Figura 5.38.

Tabela 5.50: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Fósforo Total (mg.L^{-1}).

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4	
	$M \pm dp$		$M \pm dp$		$M \pm dp$		$M \pm dp$		$M \pm dp$	
Afluente	9,8	1,1 (11,2)	9,8	0,5 (5,1)	9,6	0,8 (8,3)	10,0	0,8 (8,0)	9,6	0,6 (6,3)
Câmara 3	7,1	1,6 (22,5)	8,1	0,9 (11,1)	4,4	1,0 (22,7)	7,9	1,6 (20,3)	6,8	0,6 (8,8)
Câmara 4 (CA)	6,4	1,6 (25,0)	8,0	1,9 (23,8)	4,8	0,8 (16,7)	7,1	1,6 (22,5)	5,6	0,3 (5,4)
Saída	6,9	2,3 (33,3)	8,6	4,1 (47,7)	4,4	0,9 (20,5)	7,6	2,6 (34,2)	6,3	0,7 (11,1)

Obs.: $M \pm dp$: valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio

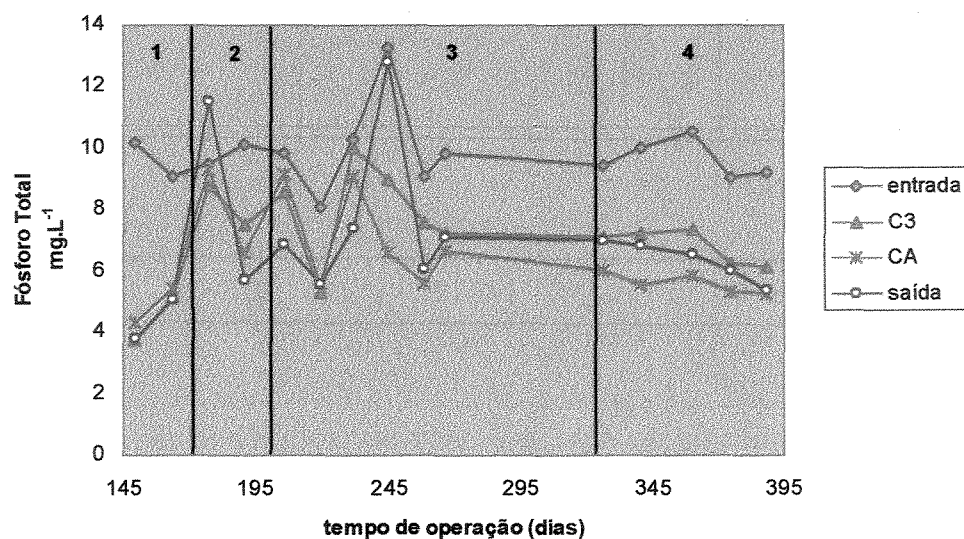


Figura 5.38: Fósforo Total ao longo do tempo

Os valores médios de remoção de fósforo total podem ser observados na Tabela 5.51 e Figura 5.39.

Tabela 5.51: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Fósforo Total.

Ponto de Coleta	444 dias de operação		Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4	
	M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp		M $\pm$ dp	
Saída Câmara 3	29,0	14,2 (49,0)	53,6	13,7 (25,6)	25,9	0,0 (0,0)	20,9	12,3 (58,9)	29,6	3,5 (49,0)
Saída do Reator	34,0	13,1 (38,5)	53,8	13,1 (24,3)	44,0	0,0 (0,0)	25,6	10,9 (42,6)	34,2	6,2 (18,1)

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio

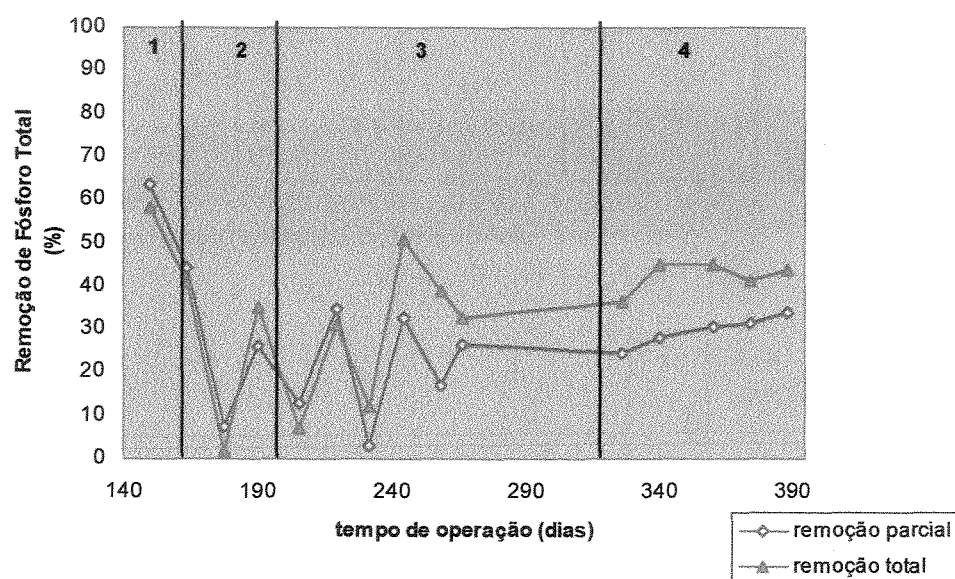


Figura 5.39: Eficiência de remoção de Fósforo Total ao longo do tempo

Com a diminuição do TDH das câmaras anaeróbias de 12 para 8 horas (Fase 2 para 3) houve uma pequena queda na eficiência média de remoção parcial de fósforo total. Quando se diminuiu o TDH das câmaras anaeróbias de 8 para 4 horas (Fase 3 para 4), houve um pequeno aumento no valor médio de remoção parcial de fósforo total de 20,9 para 29,6%, o mesmo comportamento foi verificado na saída do reator. O comportamento apresentado pelos valores de remoção de fósforo total (Figura 5.39) ao

longo do tempo de operação, indica a ocorrência de um equilíbrio dinâmico do sistema quanto a remoção deste parâmetro, indicando o aparecimento de uma população estável de microorganismos responsáveis pela remoção biológica de fósforo. Este fato pode ser observado nas fases 3 e 4.

No aumento no TDH da câmara aeróbia de 2 para 4 horas (Fase 1, 2, 3 e 4) houve alteração na eficiência média de remoção total de fósforo total, a Fase 1 mesmo sendo uma fase de estabilização foi a fase que apresentou melhores resultados na eficiência média de remoção de fósforo total. A Fase 2 teve um valor médio um pouco menor provavelmente devido a problemas operacionais já citados. A Fase 3 e 4 apesar de terem sido operadas com um maior cuidado em relação as demais não apresentaram melhores resultados quanto a eficiência de remoção de fósforo total.

Os valores obtidos são superiores aos encontrados na literatura para reatores compartimentados anaeróbios (em torno de 19,1% - NOUR 1996, POVINELLI 1994).

ZANELLA (1999), apresentou como resultados médios de remoção de fósforo total para TDH = 10 horas (8 horas para fase aeróbia e 2 horas para fase aeróbia) 39,10 % para remoção parcial 42,95 % para remoção total, valores estes menores para o mesmo TDH estudado na Fase 1 deste trabalho.

LOPES (1999), para um reator aeróbio compartimentado recebendo esgoto de um reator compartimentado anaeróbio, apresentou para uma eficiência média de remoção de 19% para um TDH igual a 8 horas, valor este inferior aos valores apresentados no reator compartimentado anaeróbio/aeróbio.

5.16 NITROGÊNIO AMONIAICAL

Observando os resultados obtidos para nitrogênio amoniacal (Tabela 5.52 e Figura 5.40) nota-se uma variação de 11,4 e 33,6 mg.L⁻¹ ao longo de todas as câmaras, bem como entrada e saída do reator.

Tabela 5.52: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Nitrogênio Amoniacal (mg.L⁻¹).

Ponto de Coleta	Fase 4		Dias de operação				
	M ± dp		327°	341°	361°	375°	389°
Afluente	29,5	4,10 (13,9)	23,1	32,0	31,0	28,0	33,6
Câmara 3	23,8	3,20 (13,4)	18,5	25,0	25,6	26,7	23,1
Câmara 4 (CA)	18,8	5,0 (26,6)	16,0	23,1	22,1	21,3	11,4
Saída	16,5	3,1 (18,8)	19,0	18,9	17,0	16,0	11,4

Obs.: M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio.

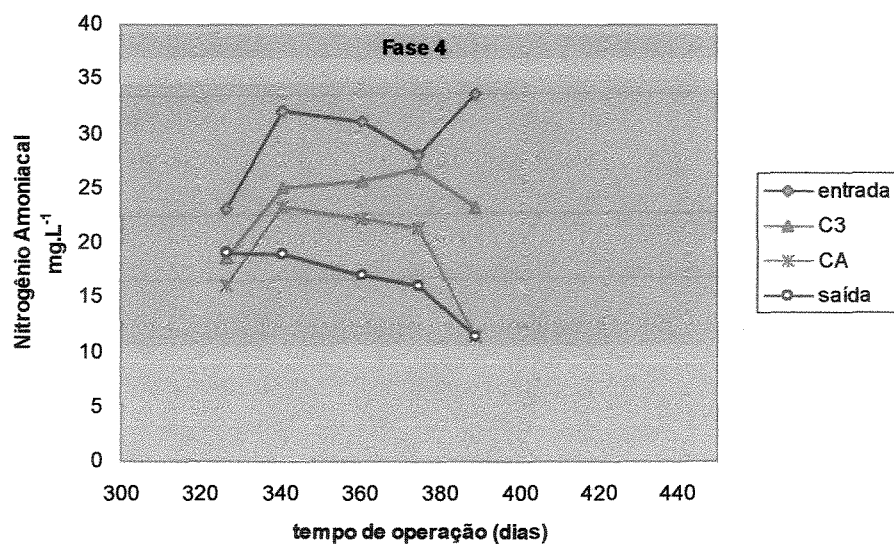


Figura 5.40: Nitrogênio amoniacal ao longo da Fase 4

Os valores médios de remoção de nitrogênio amoniacal podem ser observados na Tabela 5.53 e Figura 5.41.

Tabela 5.53: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Nitrogênio Amoniacal.

Ponto de Coleta	Fase 4		Dias de operação				
	M $\pm$ dp		327°	341°	361°	375°	389°
Saída Câmara 3	19,0	9,6 (50,5)	9,9	21,9	17,4	4,6	31,1
Saída do Reator	42,6	17,1 (40,1)	17,8	40,9	45,1	42,9	66

Obs.: M $\pm$ dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio

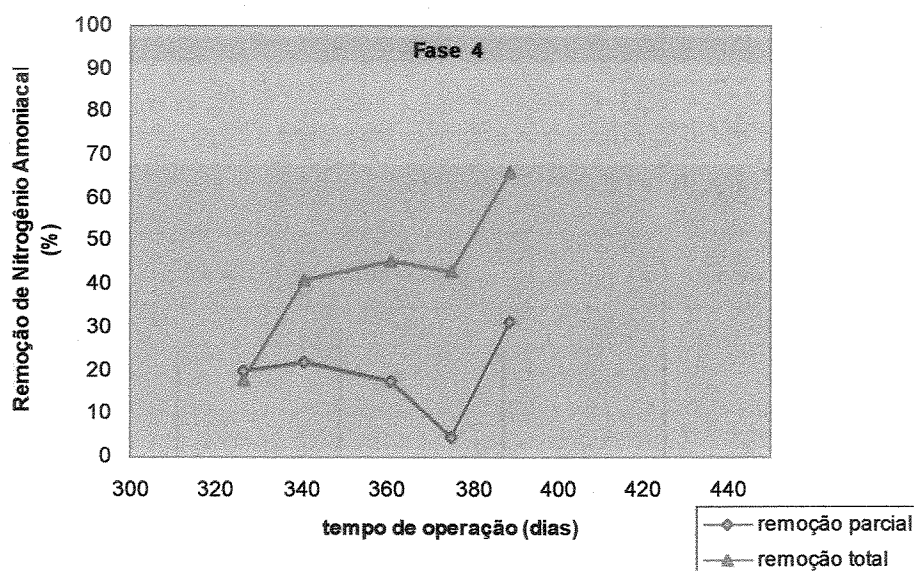


Figura 5.41: Eficiência de remoção de Nitrogênio Amoniacal ao longo da Fase 4

LOPES (1999), operando um reator compartimentado aeróbio recebendo efluente do reator compartimentado anaeróbio apresentou uma eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal de 60 % para um TDH igual a 8 horas, valor este maior que a média apresentada para o reator compartimentado anaeróbio/aeróbio com o mesmo TDH (8 horas, 4 para as câmaras anaeróbias e 4 para a câmara aeróbia). Para o 389° dia de operação o reator compartimentado anaeróbio/aeróbio apresentou uma remoção de 66% valor este maior que a média apresentada por LOPES (1999).

Mesmo não sendo monitorada a concentração de nitrato, a Figura 5.41 indica uma provável ocorrência de nitrificação na câmara aeróbia, como sugere o aumento da remoção de nitrogênio amoniacal neste compartimento.

5.17 NITROGÊNIO TOTAL KJELDAHL (NTK)

Observando os resultados obtidos para nitrogênio total Kjeldahl (Tabela 5.54 e Figura 5.42) nota-se uma variação de 26,10 e 118,20 mg.L⁻¹ ao longo de todas as câmaras, bem como entrada e saída do reator.

Tabela 5.54: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para Nitrogênio Total Kjeldahl.

Ponto de Coleta	Fase 4		Dias de operação				
	M ± dp		327°	341°	361°	375°	389°
Afluente	60,0	3,7 (6,2)	65,3	55,3	61,0	60,1	58,4
Câmara 3	53,0	7,4 (14,0)	66,2	48,9	49,3	52,0	49,2
Câmara 4 (CA)	46,0	8,7 (18,9)	61,0	45,1	42,3	42,5	39,1
Saída	36,6	8,2 (22,4)	49	36	35,3	36,7	26,1

Obs.: M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação ao desvio médio

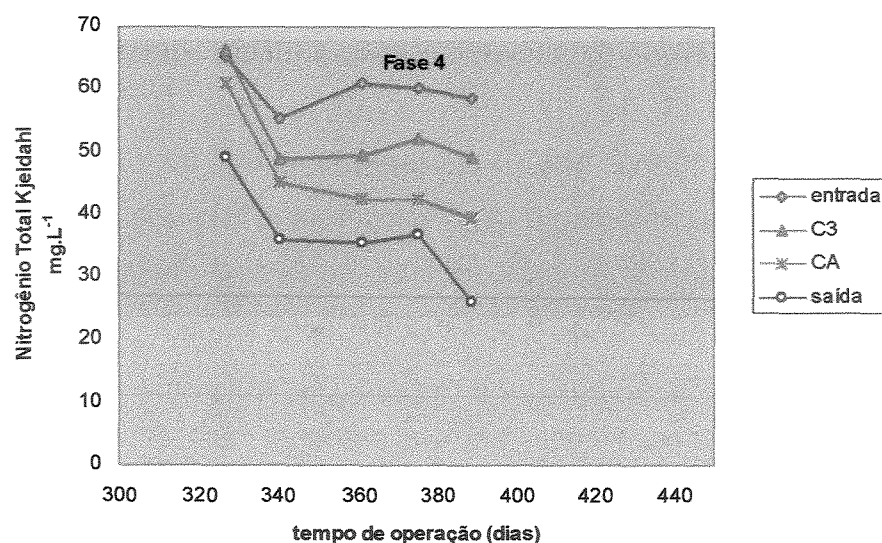


Figura 5.42: Nitrogênio Total Kjeldahl ao longo da Fase 4

Os valores médios de remoção de nitrogênio total Kjeldahl podem ser observados na Tabela 5.55.

Tabela 5.55: Valores médios, desvios padrão absolutos e percentuais, para remoção de Nitrogênio Total Kjeldahl

Ponto de Coleta	Fase 4		Dias de operação				
	M ± dp		327°	341°	361°	375°	389°
Saída Câmara 3	11,7	7,9 (67,5)	-1,4	11,6	19,2	13,5	15,8
Saída do Reator	39,2	11,1 (28,3)	25	34,9	42,1	38,9	55,3

Obs. : M ± dp : valor médio, mais ou menos desvio padrão. O valor entre parênteses representa o desvio padrão percentual em relação o desvio médio.

Para o reator compartimentado aeróbio recebendo efluente do reator compartimentado anaeróbio, LOPES (1999) apresentou uma eficiência média de remoção de nitrogênio total Kjeldahl de 57 % para um TDH igual a 8 horas, valor este maior que a média apresentada para o reator compartimentado anaeróbio/aeróbio com o mesmo TDH (8 horas, 4 para as câmaras anaeróbias e 4 para a câmara aeróbia).

Para o 389º dia de operação o reator compartimentado anaeróbio/aeróbio apresentou uma remoção de 55,3% valor este semelhante a média apresentada por LOPES (1999).

Da mesma forma que o observado para fósforo total, ainda existe a necessidade de um tratamento a nível terciário do efluente tratado pelo reator compartimentado anaeróbio/aeróbio, quando se deseja diminuir o impacto causado pelo efluente líquido no corpo d'água em que ele será lançado. Contudo, a viabilidade da configuração deste reator em promover um tratamento a nível terciário é bastante promissora, indicando a necessidade de estudos mais específicos sobre este tema, como os realizados por LOPES (1999).

5.18 RECIRCULAÇÃO DE LODO

O lodo acumulado até um certo período no fundo do decantador secundário é constituído, em sua maioria, por bactérias ainda ativas do ponto de vista da capacidade de assimilar a matéria orgânica. Deste modo quanto maior a concentração de biomassa, mais substrato é utilizado ou, em outras palavras, mais DBO_5 é removida. Portanto, caso se retorne o lodo sedimentado, de maior concentração (ou “lodo ativado”) ao reator, o sistema poderá assimilar uma carga maior de DBO_5 (Von SPERLING, 1997).

A biomassa é expressa em termos de sólidos em suspensão voláteis (SSV). Estes representam a fração orgânica da biomassa, já que a matéria orgânica pode ser volatilizada, ou seja, convertida a gás por combustão (oxidação).

Nem toda, a fração orgânica da biomassa é ativa (ECKENFELDER, 1980; MARAIS & EKAMA, 1976; GRADY & LIM, 1980; IAWPRC, 1987 apud Von SPERLING, 1997).

O volume de lodo recirculado foi quantificado e são apresentados a seguir: 08/06/2000 (107º dia de operação) foi 154 litros, 15/08/2000 (174º dia de operação) foi de 102 litros, 09/10/2000 (226º dia de operação) foi de 21,4 litros, 13/03/2001 (368º dia de operação) foi de 19,2 litros, 08/05/2001 (424º dia de operação) foi de 75,5 litros e 29/05/2001 (444º dia de operação) foi de 160 litros.

A recirculação do lodo ocorreu quando se era verificado a quantidade e qualidade do lodo do decantador secundário. Os resultados de sólidos, Índice Volumétrico de Lodo (I.V.L.) e pH podem ser verificados por meio das Figuras 5.43, 5.44, 5.45, 5.46, 5.47, 5.48, 5.49, 5.50.

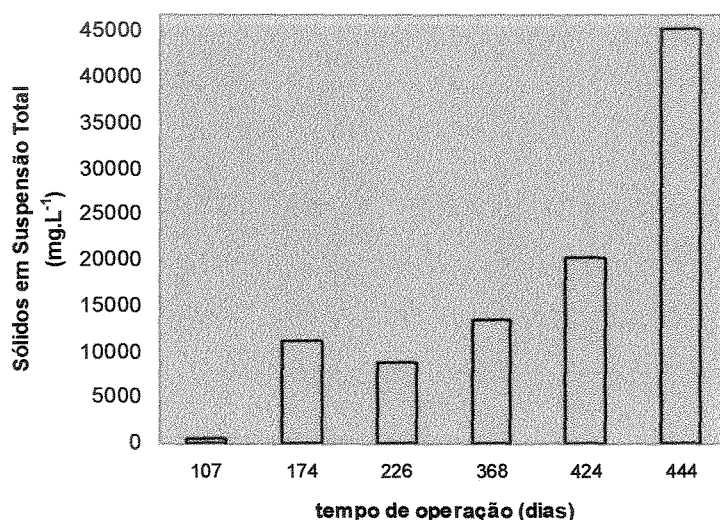


Figura 5.43: Sólidos em Suspensão Totais presentes no lodo recirculado ao longo do tempo

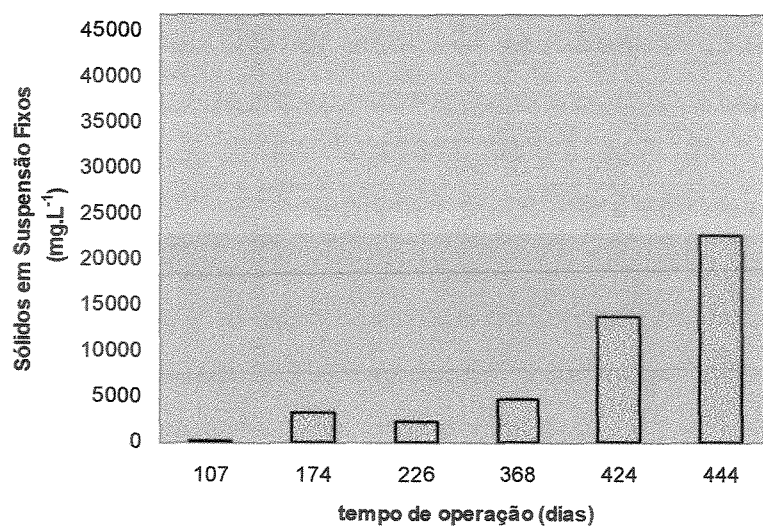


Figura 5.44: Sólidos em Suspensão Fixos presentes no lodo recirculado ao longo do tempo

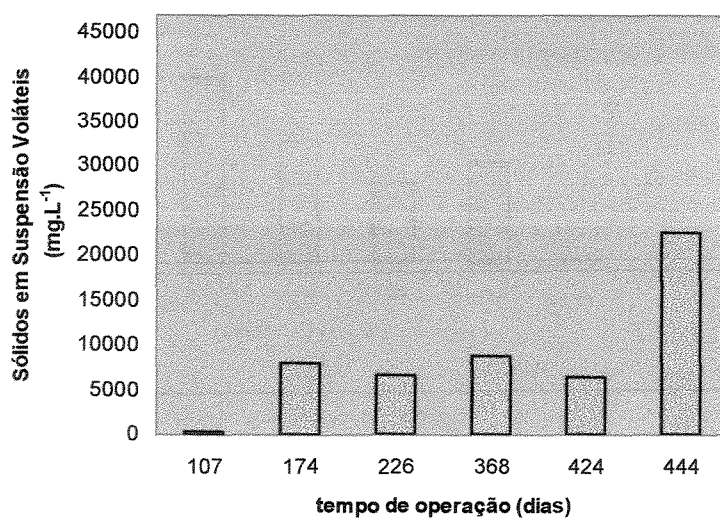


Figura 5.45: Sólidos em Suspensão Voláteis presentes no lodo recirculado ao longo do tempo

Os valores de SSV não apresentaram aumento na quarta câmara após as recirculações de lodo. Provavelmente pelo grande intervalo de tempo decorrido entre

uma e outra recirculação e o lodo era constituído de uma pequena população de células viáveis (Figura 5.45).

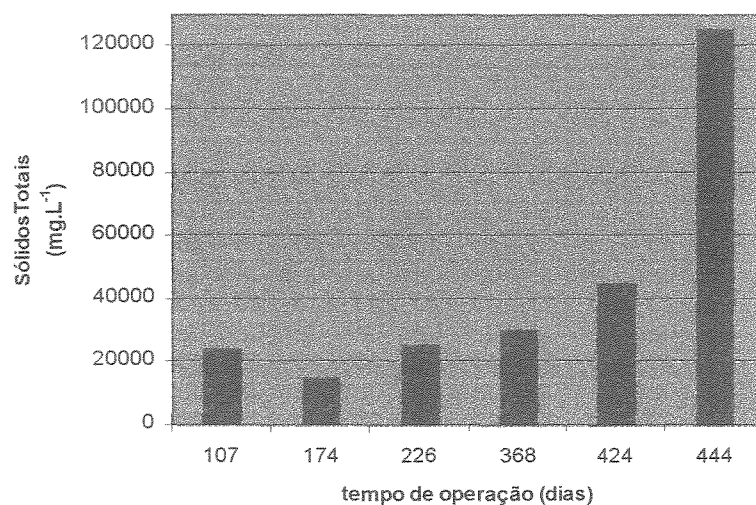


Figura 5.46: Sólidos Totais presentes no lodo recirculado ao longo do tempo

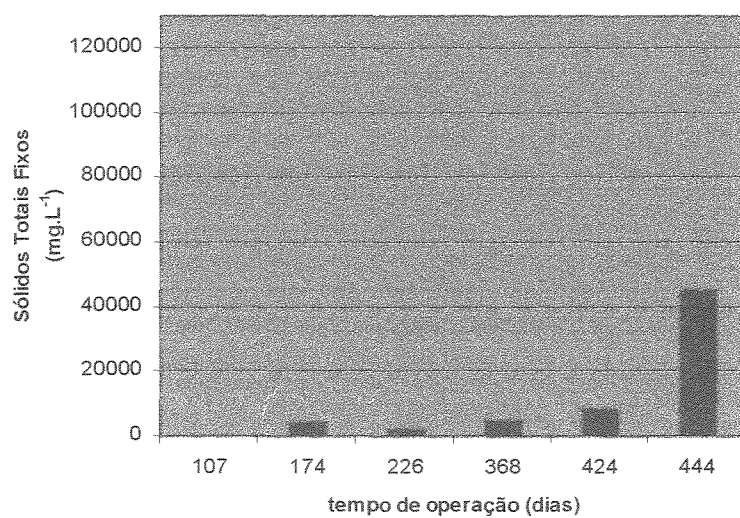


Figura 5.47: Sólidos Totais Fixos presentes no lodo recirculado ao longo do tempo

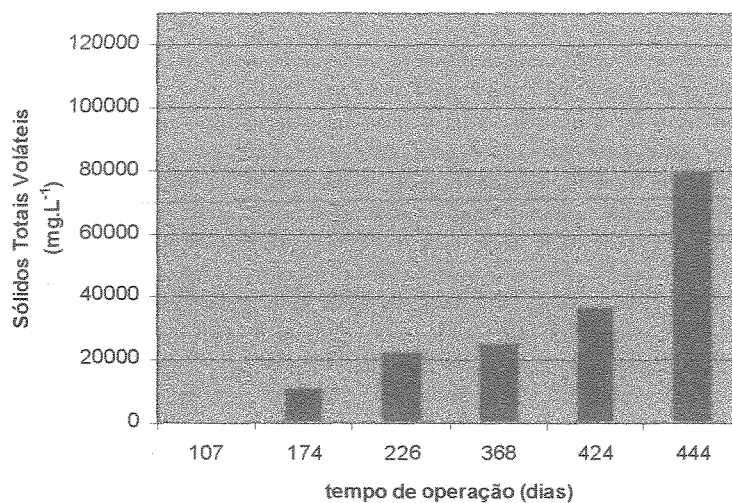


Figura 5.48: Sólidos Totais Voláteis presentes no lodo recirculado ao longo do tempo

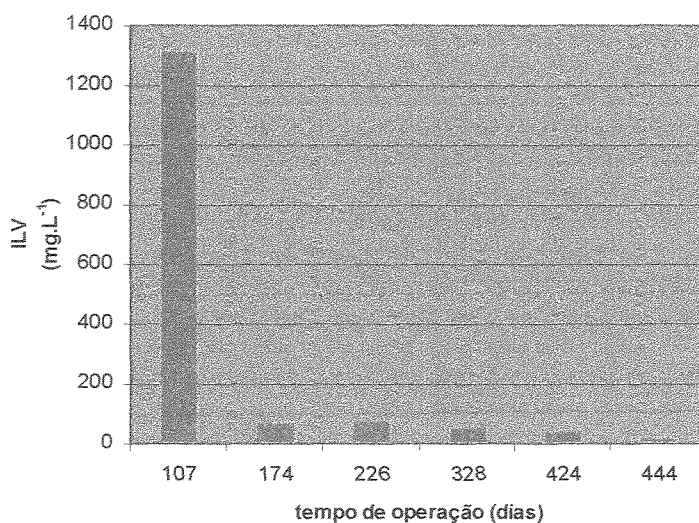


Figura 5.49: Índice Volumétrico de Lodo – Lodo recirculado

A interpretação do I.V.L. (Figura 5.49) se faz no sentido de que, quanto maior o seu valor, pior é a sedimentabilidade do lodo, ou seja, o lodo ocupa um maior volume no decantador secundário. Para o 107º dia de operação o lodo teve uma péssima sedimentabilidade, já para o 174º, 226º e 328º dias de operação apresentou uma boa

sedimentabilidade e para o 424º e 444º dias de operação a sedimentabilidade, do lodo alcançou valores ótimos de acordo com a interpretação do resultado do índice volumétrico de lodo apresentado por Von SPERLING (1997) e JORDAO e PESSOA (1995).

Estes resultados ressaltam que a configuração do sistema em estudo promove a produção de um lodo aeróbio de fácil e adequada remoção, possibilitando um manejo adequado, tanto durante a recirculação, mas também para promover um efluente de boa qualidade.

A grande maioria dos valores de pH estiveram na faixa de 7,0 durante as cinco fases do monitoramento, valores estes ótimos para o tratamento de esgoto, não atingindo em nenhum momento valores considerados prejudiciais as atividades das bactérias envolvidas no processo de lodos ativados (Figura 5.50).

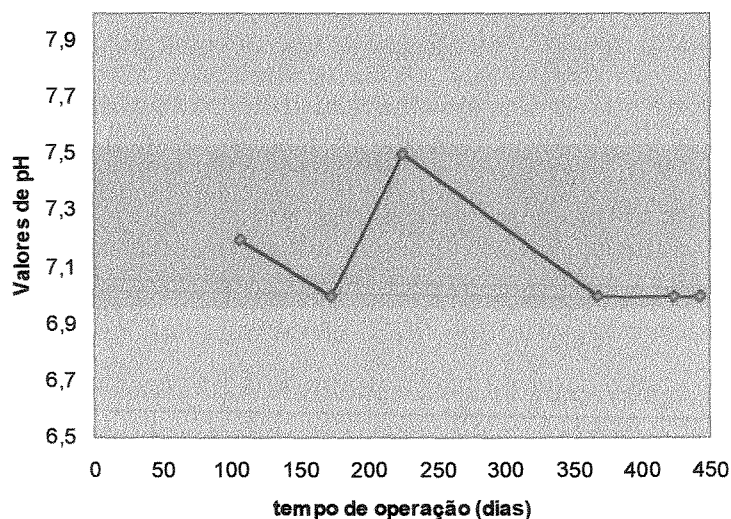


Figura 5.50: Valores de pH do lodo recirculado ao longo do tempo

A grande maioria dos valores de pH estiveram na faixa de 7,0 durante as cinco fases do monitoramento, valores estes ótimos para o tratamento de esgoto, não atingindo em nenhum momento valores considerados prejudiciais as atividades das bactérias envolvidas no processo de lodos ativados.

6 CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos nos ensaios realizados para o reator compartimentado anaeróbio/aeróbio pode-se concluir que:

- Possui uma operação simples, baixo consumo de energia elétrica, fácil manutenção;
- Mesmo após um período longo sem manutenção adequada, apresenta altos valores na remoção de DQO, DBO₅, SST e ST;
- Os valores médios de pH nos efluentes da saída de todos os compartimentos, em todas as fases de operação, estiveram dentro da faixa ótima de 6,8 a 7,2, não atingindo em nenhum momento valores considerados prejudiciais as atividades dos microrganismos envolvidos;
- Independentemente do valor de entrada, o valor de pH da saída do reator também se manteve próximo de 7,0 durante as cinco fases, indicando uma boa estabilidade do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio;
- A relação AI/AP no efluente dos compartimentos estiveram na faixa entre 0,6 a 0,9 e assegurou um bom tamponamento diante de variações de pH no afluente tratado pelo reator compartimentado anaeróbio/aeróbio;
- O reator apresentou boa eficiência de remoção DQO_{total}, DQO_{filtrada}, DBO₅ e SST durante a Fase 1, que mesmo com um período de aproximadamente 6 meses sem acompanhamento e controle operacional adequados, o desempenho do reator pouco se alterou;

- A porcentagem de remoção parcial de DQO_{total} situou-se na faixa de 23,8 a 56,1% e a remoção total de DQO_{total} 47,9 a 73,7%. A Fase 4, TDH = 8 horas (4 horas câmaras anaeróbias e 4 horas câmara aeróbia) apresentou o melhor desempenho quanto a remoção total de DQO_{total} , média de 58 % para remoção parcial e 73,7 % para remoção total. A Fase 2 apresentou a maior instabilidade na remoção de DQO_{total} ;
- O reator apresentou boa flexibilidade quanto a mudanças de TDH, no que se refere a eficiências de remoção de DQO_{total} , $DQO_{filtrada}$, DBO_5 e SST;
- A Fase 1 apresentou o melhor desempenho quanto a remoção parcial de $DQO_{filtrada}$, 63% (TDH = 8+2 h) e a Fase 4 (TDH = 4+4 h) foi a que apresentou o melhor desempenho quanto a remoção total de $DQO_{filtrada}$ 74,3%.
- Um aumento da TCO diminuiu a os valores de remoção total de DQO_{total} , o que não ocorreu com a remoção parcial de DQO_{total} , cujos valores de porcentagem de remoção tenderam a um aumento;
- A Fase 4 foi a etapa que apresentou a maior instabilidade quanto aos valores de remoção de DBO_5 , característica esta também detectada para DQO_{total} , SST e SSV;
- A Fase 5 foi a que obteve a melhor estabilidade quanto à eficiência de remoção de DBO_5 , $65,6 \pm 7,3\%$ para remoção parcial e $69,2 \pm 6,8\%$ para remoção total;
- A remoção média parcial de DBO_5 para todas as fases foi de $55,5 \pm 19,8\%$ e para remoção total foi de $66,2 \pm 16,4\%$, valores maiores que os apresentados por reatores compartimentados anaeróbios citados na literatura;
- A remoção média parcial de SST para todas as fases foi de $61,3 \pm 15,7\%$ e para remoção total foi de $73,1 \pm 16,8\%$ valores estes maiores que os apresentados por reatores compartimentados anaeróbios citados na literatura;
- O comportamento na eficiência de remoção de STV e ST foram muito semelhantes, independente do TDH empregado. A Fase 3 (TDH = 8 + 4 h) apresentou uma remoção média de 80% para ST;

- Valores bem baixos de sólidos sedimentáveis foram encontrados no efluente final do reator, graças à presença do decantador laminar, valores esses sempre inferiores a $0,5 \text{ mL.L}^{-1}$ ou iguais a zero;
- Em cada uma das três câmaras anaeróbias, a manta de lodo estava presente nos primeiros 0,40 m de altura, apresentando valores de SST na faixa de 90 a 80350 mg.L^{-1}
- O valor médio de OD para a quarta câmara foi de $2,80 \pm 1,10 \text{ mg O}_2.\text{L}^{-1}$, encontrando-se dentro da faixa mínima necessária, conforme descrito na revisão bibliográfica;
- O valor médio de OD para o efluente do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio foi de $1,70 \pm 0,70 \text{ mg.O}_2.\text{L}^{-1}$, um efluente com uma quantidade satisfatória de oxigênio para ser lançado em um corpo de água;
- Os resultados obtidos para o índice volumétrico do lodo formado na câmara aeróbia indicaram bons e ótimos resultados de sedimentabilidade;
- A configuração do sistema em estudo promove a produção de um lodo aeróbio de fácil e adequada remoção, possibilitando um manejo adequado, tanto durante a sua recirculação, como promover um efluente de boa qualidade.
- A remoção média parcial de Fósforo Total para todas as fases foi de $29,0 \pm 14,2 \%$ e para remoção total foi de $34,0 \pm 13,1 \%$, valores maiores que os apresentados por reatores compartimentados anaeróbios citados na literatura;
- O equilíbrio dinâmico do sistema (final da Fase 3 e Fase 4) quanto a remoção de Fósforo Total, indica o aparecimento de uma população estável de microorganismos responsáveis pela remoção biológica de Fósforo;
- A remoção média parcial de Nitrogênio Amoniacal para todas as fases foi de $19,0 \pm 9,6 \%$ e para remoção total foi de $42,1 \pm 17,1 \%$;
- A remoção média parcial de Nitrogênio Total Kjeldahl para todas as fases foi de $11,7 \pm 7,9 \%$ e para remoção total foi de $39,2 \pm 11,1 \%$ valores maiores que os apresentados por reatores compartimentados anaeróbios citados na literatura;
- Os aumentos ocorridos na carga orgânica e hidráulica foram absorvidos adequadamente pelo sistema, não provocando nenhuma instabilidade no

sistema, mostrando ser um reator com boa configuração para absorver choques hidráulicas e orgânicos;

- A viabilidade da configuração deste reator em promover um tratamento a nível terciário é bastante promissora;

7 RECOMENDAÇÕES

Tendo em vista futuras pesquisas de tratamento de esgoto sanitário empregando processo híbrido anaeróbio/aeróbio sob a forma de um reator compartimentado, recomenda-se:

- Controlar a concentração de oxigênio dissolvido na câmara de aeração, mantendo seus valores em torno de 2 mg/L;
- Melhorar no sistema de difusão de ar da câmara aeróbia com a utilização de bombas de ar utilizadas em grandes aquários, para minimização de gastos com energia elétrica;
- Estudar choques de pH e presença de compostos tóxicos, com duração e intensidade variáveis, de forma testar a capacidade de absorção e reabilitação do reator compartimentado anaeróbio/aeróbio;
- Promover a recirculação de lodo do decantador laminar secundário para a primeira câmara;
- Colocar uma bomba controladora de vazão com alta pressão e baixa vazão, para evitar entupimentos na tubulação;
- Identificação dos microorganismos presentes na manta de lodo, e;
- Utilizar um método mais adequado para a quantificação e especiação ácidos orgânicos voláteis (AOV), objetivando maximizar ainda mais o desempenho do reator.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AISSE, M. M., (1985), Sedimentação do lodo secundário obtido no processo dos lodos ativados. . Dissertação (Mestrado) - São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 205 p.
- AISSE, M.M., LOBATO, M.B., BONA, A., GARBOSSA, L.H.P., (2000), Estudo Comparativo do reator UASB e do reator anaeróbico compartimentado seqüencial no tratamento de esgoto sanitário, XVII Congresso Interamericano de Ingenieria Sanitária y Ambiental, Porto Alegre, Brasil, Anais Eletrônicos.
- ALÉM SOBRINHO, P., (1983), Estudo dos fatores que influem no desempenho do processo de lodos ativados- determinação de parâmetros de projeto para esgotos predominantemente domésticos, Revista DAE, n. 132, p. 49-85.
- APHA; AWWA; WPCF, (1992), Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 18. ed. Washington D. C..
- BACHMANN, A.; BEARD, V.DL.; McCARTY, P.L., (1982), Comparision of Fixed-film reactors with a modified Sludge Blanket Reactor apud NOUR, E. A. A., (1996), Tratamento de Esgoto Sanitário Empregando-se Reator Compartimentado Anaeróbico. Dissertação (Doutorado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 148 p.

- BACHMANN, A.; BEARD, V.D.L.; McCARTY, P.L., (1985), Performance characteristics of the anaerobic baffled reactor, *Water Research*, v. 19, n1, p. 99-106.
- BARROS, F. G., CAMPOS, J. R., (1992), Tratamento de Esgotos Sanitários por Reator Anaeróbio Compartimentado, XXIII Congresso Interamericano de Ingenieria Sanitaria y Ambiental, La Havana, Cuba, Anais.
- BITTON, G., (1994), *Wastewater microbiology*. University of Florida, Gainesville, Department of Environmental Engineering Sciences. 478 p.
- BLUNDI, C. E., (1982), Processo de lodos ativados – modelos matemáticos e determinação de parâmetros em instalação piloto. Dissertação (Mestrado) - São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 169 p.
- BOOPATHAY, R.; TILCHE, A., (1991), Anaerobic digestion of high strength molasses wastewater using hybrid anaerobic baffled reactor apud CLARETO, C. R., (1997), Tratamento biológico de líquidos percolados gerados em aterros sanitários utilizando reator anaeróbio compartmentado. Dissertação (Mestrado) - São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 300 p.
- BOOPATHAY, R.; TILCHE, A., (1991), Anaerobic digestion of high strength molasses wastewater using hybrid anaerobic baffled reactor, *Water Research*, v.25, n. 7, 785-790 p.
- BRANCO, S. M., (1986), *Hidrologia Aplicada à Engenharia Sanitária*. São Paulo, CETESB, 3 ed., 616 p. apud COLETTI, F.J., (1997), Pós Tratamento por Lodos Ativados de Efluentes de um Reator Anaeróbio Compartimentado no Tratamento de Esgotos Sanitários. Dissertação (Mestrado) - São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 169 p.

- CAMARGO, S.A. R., (2000), Filtro Anaeróbio com Enchimento de Bambu para Tratamento de Esgotos Sanitários: Avaliação da Partida e Operação, Dissertação (Mestrado), Universidade Estadual de Campinas, 181 p.
- CAMPOS, J.R., (Coordenador), (1999). Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e disposição controlada no solo, Rio de Janeiro, ABES , 464p. , Projeto PROSAB.
- CAMPOS, J.R., DIAS, H.G., (1989), Potencialidade do filtro anaeróbio. Revista DAE, São Paulo, v.49, n.154, 29-33 p.
- CETESB, (1989), Microbiologia de Lodos Ativados. São Paulo, 23p. apud COLETTI, F. J., (1997), Pós Tratamento por Lodos Ativados de Efluentes de um Reator Anaeróbio Compartimentado no Tratamento de Esgotos Sanitários. Dissertação (mestrado) - São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 1997. 169 p.
- CLARETO, C. R., (1997), Tratamento biológico de líquidos percolados gerados em aterros sanitários utilizando reator anaeróbio compartimentado. Dissertação (Mestrado) - São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 300 p.
- CHERNICHARO, C.A.L., (1997), Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias - reatores Anaeróbios. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, v. 5, 245p.
- CHERNICHARO, C.A.L., AROEIRA, R.M., (1994), Metodologia para avaliação de alcalinidade em processos anaeróbios. Revista BIO, 31-36 p.
- CHODOBA, J., STRAKOVÁ, P. e KONDO, M., (1991), Compartmentalized versus completely-mixed biological wastewater treatment systems, Water Research, v.25, nº 8, 973- 978 p.

- COLETTI, F. J., (1997), Pós Tratamento por Lodos Ativados de Efluentes de um Reator Anaeróbio Compartimentado no Tratamento de Esgotos Sanitários. Dissertação (Mestrado) - São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 169 p.
- CONAMA, (1986), Resolução nº 20. Conselho Nacional do Meio Ambiente. Ministério do Desenvolvimento Urbano e Meio ambiente.
- DILLALO, R. e ALBERTSON, O. E., (1961), Volatile acids by direct titration, Journal Water Pollution Control Federation, v. 33, nº 4, 356-351 p.
- ECKENFELDER Jr., W.W., (1980), Principles of water quality management, Boston, CBI, 717 p., apud Von Sperling, M., (1997), Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Lodos Ativados. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. v. 4, 416 p.
- FORESTI, E., (1987), Efeitos da Concentração Inicial do Substrato no Desempenho de reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo. Tese (livre Docência) - São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 147p.
- FORESTI, E., (1982), O comportamento singular do sistema de lodos ativados quando utilizado no tratamento de águas residuárias de uma indústria de fermento biológico., Tese (Doutorado) São Carlos: - Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 121p.
- GARCIA, M.L.A.R., (1991), Efeito de alguns metais pesados e cianetos sobre a digestão anaeróbia de lodos de esgotos. Dissertação (Mestrado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP.
- GONÇALVES, R.F.; ARAÚJO, V. L.; CHERNICHARO, C. A , (1997), Tratamento Secundário Através da Associação em Série de Reatores USAB e Biofiltros Aerados Submersos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19, Foz do Iguaçu, 1997. Anais, ABES, 450 -461p.

- GRADY, C.P.L., LIM, H., (1980), Biological wastewater treatment: theory and application, Marcel Dekker, New York, apud Von Sperling, M. (1997), Princípios do Tratamento Biológicos de Águas Residuárias – Lodos Ativados. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, v. 4, 416 p.
- GROBICKI, A.; STUCKEY, D. C., (1992), The combined biological nitrogen and phosphorus removal – design and large scale experiences, Water Science and Technology, v. 26, n. 9-11, 2241-2244 p.
- HIRATA, Y.S., (1994), Experiências e perspectivas do tratamento anaeróbio no Brasil. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaeróbio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. Proceedings...Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, .281-291 p.
- HENZE, M. E HARREMÖES, P., (1983), Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors – A literature review, Wat. Sci. Tech., v. 15, 1-101p.
- IAWPRC, (1987), Activated sludge model nº 1. IAWPRC Scientific and Technical Reports nº 1 apud Von Sperling (1997), Princípios do Tratamento Biológicos de Águas Residuárias – Lodos Ativados. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, v. 4, 416 p.
- JORDÃO, E. P., (1998), Pesquisas visando melhorias operacionais no processo de lodos ativados, Dissertação (doutorado) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 293 p.
- JORDÃO, E. P., PESSAO, C.A., (1995) Tratamento de Esgotos Sanitários, 3ed., Rio de Janeiro: ABES, 720 p.

KATO, M.T., (1982), Estudo e tratamento de águas residuárias de abatedouro de aves, São Carlos – SP, 262 p. Dissertação (mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo

KASPAR, H.F. & WUHRMANN, K., (1978), Kinetic parameters and relative turnovers of some important catabolic reactions in digested sludge. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 35, 1-7p.

LARANJEIRA FILHO, B. A., (1989), Estudo Comparativo de Reatores de Lodos Ativados em Escala de Laboratório. Dissertação (Mestrado) São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 126 p. apud COLETTI, F.J., (1997), Pós Tratamento por Lodos Ativados de Efluentes de um Reator Anaeróbio Compartimentado no Tratamento de Esgotos Sanitários. Dissertação (Mestrado) - São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 169 p.

LETTINGA, G., (1995), Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie van Leeuwenhoek*, v. 67, 3-28 p., 1995.

LETTINGA G.; HULSHOF POL L., (1986), Advanced reactor design, operation and economy. In: *Proc. International Seminar on Anaerobic Treatment in tropical countries*, São Paulo, Brasil.

LETTINGA G.; HULSHOF POL L. W.; ZEEMAN G., (1986), Biological Waster Treatment. Part 1: Anaerobic Wastewater Treatment. Lecture Notes. Wageningen Agricultural University, ed. January apud CHERNICHARO, C.A.L., (1997), *Princípios do Tratamento /biológico de Águas Residuárias - Reatores Anaeróbios*. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, v. 5, 245 p.

- LETTINGA, G., VAN VELSEN, A.F.M., HOBMA, S.W. et al. (1980), Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, v.22, 699-734p.
- LOPES, D. D., (1999), Tratamento de Esgoto Sanitário Empregando Reatores Compartimentados Anaeróbio/ Aeróbio em Série. Dissertação (Doutorado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 178 p.
- MADONI, P. (1994), A Sludge biotic index (SBI) for the evaluation of the biological performance of activated sludge plants, based on the microfauna analysis, *Water Research*, v. 38, n. 1, 67-75 p.
- MAEDA, R. A., (1999), Tratamento Biológico de Esgoto Sanitário Empregando Reator Aeróbio Compartimentado. Dissertação (Mestrado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 151 p.
- MALINA, J.F.B., (1992), Design of biological wastewater treatment systems. In *Seminários de Transferências de Tecnologia - Tratamento de Esgotos*, Rio de Janeiro. Trabalhos Apresentados, Rio de Janeiro: ABES / Water Environment Federation, 165-171p.
- MARAIS, G.v.R. & EKAMA, G.A., (1976), The activated sludge process, Part I – Steady state behaviour, *Water S. A.*, 2(4), Oct., 164-200p., apud Von Sperling (1997), *Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Lodos Ativados*. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, v. 4, 416 p.
- McCARTY, Perry L., (1964), *Anaerobic Waste Treatment Fundamentals*. Public Works - Parts 1, 2, 3, and 4. n. 9, 107 – 112 p.; n. 11, 91 – 94 p.; n. 12, 95 -99 p., Apud CHERNICHARO, C. A. L., (1997), *Princípios do Tratamento Biológico de Águas*

Residuárias - Reatores Anaeróbios. Belo horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, v. 5, 245 p.

McCARTY, P.L. (1981), One hundred years of anaerobic treatment. In: International Symposium on Anaerobic Digestion, 2, Travemünde. Proceedings... Amsterdam: Elsevier Biomedical Press B. V., 1982, 3-22 p.

METCALF & EDDY, (1991), Wastewater engineering treatment disposal reuse, 3.ed. New York: McGraw-Hill, 1334p.

MILLER, J.C., MILLER, J.N., (1993), Statistic for analytical chemistry, 3rd edition, 233 p., Ellis Horwood PTR Printice Hall.

MORAES, E. M., (1988), Relações entre pH e alcalinidade, poder tampão e equilíbrios de CO₂ em reatores anaeróbios, Trabalho apresentado na disciplina SHS-891, EESC-USP.

NACHAIYASIT, S.; (1995), The effect of process parameters on reactor performance in an anaerobic baffled reactor apud BARBER, W.P. e STUCKEY, D.C., (1999), The use of the anaerobic baffled reactor (ABR) for waste water treatment: A Review, Water Research, v. 33, nº 7, 1559-1578 p.

NACHAIYASIT, S.; STUCKEY, D.C., (1995a) The effect of low temperature on the performance of an anaerobic baffled reactor (ABR). J. Chem. Tech. Biotech., v.69, 276-284 p.

NACHAIYASIT, S.; STUCKEY, D.C., (1997b), The effect of shock loads on the performance of an anaerobic baffled reactor (ABR). 2. Step and transient hydraulic shocks at constant feed strength. Water Research, v.31, n.11, 2747-2754 p.

- NOUR, E. A. A., (1996), Tratamento de Esgoto Sanitário Empregando-se Reator Compartimentado Anaeróbio. Tese (Doutorado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 284 p.
- OROZCO, A., (1997), Pilot and full-scale anaerobic treatment of low-strength wastewater at sub-optimal temperature (15 °C) with hybrid plug flow reactor apud BARBER, W.P. e STUCKEY, D.C., (1999), The use of the anaerobic baffled reactor (ABR) for waste water treatment: A Review, Water Research, v. 33, nº 7, 1559-1578 p.
- PHILIPPI JÚNIOR, A., (1992), Águas residuárias. In: JÚNIOR, A. P. et al. Saneamento do meio. São Paulo, SP. Cap II. Fundacentro, Departamento de Saúde Ambiental.
- POVINELLI, J.; AISSE, M. M., (1987), Sedimentação do lodo secundário obtido nos processos de lodos ativados, CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 14, São Paulo, Anais, Rio de Janeiro, ABES vol.2, T.I., 398-428 p.
- POVINELLI, S. C. S., (1994), Estudo da Hidrodinâmica e Partida de Reator anaeróbio com Chicanas Tratando Esgoto Sanitário. Dissertação (Mestrado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 1994. 128 p.
- POVINELLI, S. C. S., (1999), Cinética, Hidrodinâmica e Biomassa em Reator Anaeróbio Compartimentado Alimentado com Esgoto Sanitário. Tese (Doutorado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 137 p.
- SILVA, G.H.R., ZANELLA, L., NOUR, E. A. A., (2000) Comportamento de um reator compartimentado híbrido submetido a um período de operação precária: Estabilidade do Sistema, XVII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Porto Alegre, Brasil, Anais Eletrônicos.

- RINTALA, J., (1991), High-rate anaerobic treatment of industrial wastewaters. *Water Science and Technology*, Oxford, v.24., n.1, 69-74 p.
- RIPLEY, L.E., BOYLE, W. C., CONVERSE, J. C., (1986), Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strenght wastes. *Journal WPCF*, v.38, n.5, 406-411 p.
- SANT' ANNA, F. S. P., (1982), Tratamento de águas residuárias da industrialização de frutas cítricas pelo processo de lodos ativados, Dissertação (Mestrado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 165 p.
- SILVA, S.M.C.P., (1993), Desenvolvimento de uma Nova Concepção de Tratamento de Águas Residuárias pela Associação de Processos Anaeróbio e Aeróbios. Tese (Doutorado) - São Paulo: Escola Politécnica de São Paulo, USP, 672 p.
- SOUBES, M., (1994), Microbiologia de la digestión anaerobia. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, Montevideo. Proceedings...Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, 15-28 p.
- SOUZA, J.T., FORESTI, E., (1997), Pós Tratamento de Efluente Pré Tratado Anaerobiamente Através de Reator Seqüencial em Batelada. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 19, Foz do Iguaçu, Anais, ABES, 180-186 p.
- SPEECE, Richard E., (1983), Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment. *Environmental Science Technology*, v. 17, n. 9, 416 A - 427 A p.
- SPEECE, Richard E., (1996), Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters. Archae, Nashville, TN.

SPEECE, Richard E., (1994), Trace metals Key role in anaerobic treatment processes. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. Proceedings...Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, 65-82 p.

STUCKEY, D.C., (1983), Anaerobic digestion in developing countries: advances in fermentation apud BARBER, W.P., STUCKEY, D. C., (1999), The use of anaerobic baffled reator (ABR) for wastewater treatment: A Review, Water Research, v.33, n. 7, 1559-1578 p.

SWITZENBAUM, M.S., GRADY JUNIOR, C.P.L. (1986), Anaerobic treatment of domestic wastewater. Journal of the Water Pollution Control Federation, Alexandria, v.58, 102-106 p.

TAKASHIMA, M. e SPEECE, R.E., (1989), Mineral requirements for high-rate methane fermentation of acetate ao low SRT apud LETTINGA, G., (1995), Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. Antonie van Leewenhoek, v. 67, 3-28 p.

VAN HAANDEL, A., LETTINGA, G., (1994), Tratamento anaeróbico de esgotos - um manual para regiões de clima quente. Campina Grande: Guerreiro e Catunda, 125p.

VON SPERLING, M., (1997), Princípios do Tratamento Biológicos de Águas Residuárias - Princípios Básicos de Tratamento de Esgotos. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, v. 2, 211 p.

VON SPERLING, M., (1997), Princípios do Tratamento Biológicos de Águas Residuárias – Lodos ativados. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, v. 4, 416 p.

YOUNG H. W. e YOUNG J.C., (1988), Hidraulic characteristics of upflow anaerobic filters apud. BARBER, W.P., STUCKEY, D. C., (1999), The use of anaerobic baffled reator (ABR) for wastewater treatment: A Review, Water Research, v.33, n. 7, 1559-1578 p.

ZANELLA, L., (1999), Partida de um Reator Compartimentado Híbrido Anaeróbio/Aeróbio Tratando Esgoto Sanitário, Dissertação (Mestrado), Universidade Estadual de Campinas, Unicamp, 118p.

ZANELLA, L. & NOUR, E.A.A., (2000), Partida de um reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário, In. VI Latin American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion, Recife, Anais, v. 2 , n. 1 , p. 195 -198

ZEHNDER, A.J.B., INGVORSEN, K., MARTI, T. (1982) Microbiology of methane bacteria. In: International Symposium on Anaerobic Digestion, 2, 1981, Travemünde. Proceedings... Amsterdam: Elsevier Biomedical Press B. V., 45-65 p.

ANEXOS

Tabela 1: Temperatura atmosférica e do esgoto (°C)

Tempo de operação (dias)		Ponto de coleta						Atmosférica	
		entrada	C1	C2	C3	CA	Saída	Máxima	Mínima
7	F A S E 1	28,0	27,0	27,0	26,5	25,5	24,0	34,0	21,0
22		27,0	26,5	26,0	25,5	25,5	25,0	31,0	21,0
43		29,0	28,0	27,5	27,0	27,5	26,0	28,0	15,5
50		28,0	27,5	27,0	26,0	26,5	26,5	32,0	18,0
64		24,0	21,5	20,5	20,0	19,5	19,5	30,0	14,5
85		25,0	22,0	21,0	21,0	20,0	20,0	29,5	19,0
92		24,0	21,5	20,0	20,0	19,0	19,0	28,0	13,5
107		24,0	22,0	21,0	21,0	20,0	20,0	27,2	14,0
114		23,0	22,0	22,0	22,0	21,5	21,5	30,0	18,5
120		21,0	19,0	18,3	17,9	17,7	17,3	30,0	17,0
150		22,7	20,8	19,8	19,2	18,7	19,0	21,0	9,0
157	Fase 2	22,0	20,5	19,7	19,6	19,2	19,2	23,0	9,0
164		22,3	22,1	21,9	21,9	21,5	21,5	30,0	13,0
171		25,4	25,3	25,3	25,2	25,1	25,0	30,5	17,5
178		25,8	25,7	25,5	25,5	25,2	25,2	31,0	18,0
185		18,0	17,9	17,8	17,6	17,6	17,5	18,0	14,0
191		21,5	21,4	21,4	21,3	21,2	21,2	28,5	13,0
200		24,0	23,9	23,8	23,7	23,6	23,6	28,0	18,0
206		26,0	25,8	25,8	25,7	25,5	25,5	31,5	19,0
213		19,0	18,9	18,8	18,7	18,6	18,6	20,0	13,0
220		28,5	28,4	28,5	28,3	28,2	28,2	32,5	21,0
226		26,0	25,8	25,6	25,5	25,5	25,4	31,0	18,5
232	F A S E 3	29,0	28,8	29,0	28,6	28,6	28,4	34,0	21,0
239		30,1	29,9	29,7	29,7	26,5	29,4	36,7	21,5
245		24,0	23,8	23,8	23,6	23,4	23,2	29,5	16,0
253		27,5	27,3	27,2	27,2	27,0	26,8	31,7	21,0
259		26,7	26,5	26,4	26,4	26,1	26,0	32,0	19,0
267		26,5	26,4	26,3	26,3	26,0	25,9	31,2	19,0
322		29,3	28,9	28,9	28,7	28,6	28,6	32,0	23,0
327		27,8	27,6	27,5	27,6	27,0	26,9	31,5	21,5
334		28,2	27,5	27,3	27,2	26,8	26,8	33,5	22,0
341		26,3	25,6	25,5	25,3	25,3	25,1	29,5	21,5
347		28,3	27,6	27,4	27,2	26,9	26,9	33,5	22,0
361	F A S E 4	27,3	27,0	26,8	26,7	26,5	26,5	32,4	21,0
375		27,4	27,0	26,8	26,7	26,5	26,5	31,0	21,0
389		27,8	27,8	28,0	28,0	28,1	28,2	32,4	21,0
396		26,9	26,8	26,3	26,4	26,2	26,2	30,5	21,0
403		24,7	24,7	24,6	24,6	24,5	24,5	29,5	17,5
410		26,7	26,5	26,4	26,4	26,3	26,3	32,0	21,0
417		25,9	25,8	25,8	25,7	25,7	25,6	30,5	19,0
424		22,2	22,2	22,1	22,1	22,0	22,0	26,0	12,5
431		21,3	21,1	21,1	21,0	20,9	20,9	23,0	12,0
438		22,0	21,9	21,8	21,8	21,6	21,7	24,5	14,0
444		21,8	21,7	21,7	21,6	21,5	21,5	23,0	17,0

Tabela 2: Valores de pH

Tempo de operação (dias)		Pontos de Coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
7	F A S E 1	6.9			6.8	7.1	7.3
22		7.4			7.1	7.2	7.3
43		7.2			6.8	6.5	6.5
50		8.3			6.7	7.1	7.2
64		7.1			6.8	7.1	7.2
85		7.5			6.8	6.6	6.8
92		7.0			6.5	6.9	6.9
107		6.8			6.7	7.2	7.3
114		6.7			6.8	7.0	7.3
120		7.0			6.8	7.1	7.1
150		7.5	7.2	7.0	6.9	6.5	7.3
157		7.2	6.8	6.8	6.7	7.0	6.9
164	Fase 2	7.5	7.0	6.8	6.8	6.8	6.9
171		7.0	6.9	7.0	6.8	7.0	7.0
178		6.7	6.6	6.5	6.7	7.3	7.1
185	2	6.5	6.7	6.6	6.5	6.7	6.7
191		7.0	6.8	6.7	6.7	7.2	7.1
200		6.7	6.4	6.4	6.6	6.1	7.0
206	F A S E 3	6.8	6.6	6.5	6.7	7.2	7.2
213		6.5	6.8	6.8	6.7	7.1	7.1
220		6.9	6.9	6.7	6.8	7.2	7.0
226		6.5	6.8	6.8	6.8	7.6	7.5
232		7.1	6.8	6.7	6.8	7.2	7.3
239		6.3	6.3	6.3	6.4	7.0	6.7
245		6.6	6.5	6.5	6.4	7.0	6.9
253		7.9	6.7	6.5	6.6	7.2	7.0
259		6.8	6.8	6.7	6.7	7.4	7.1
267		7.7	6.7	6.6	6.6	7.2	7.1
322	F A S E 4	7.0	6.6	6.6	6.6	7.3	7.3
327		7.1	7.0	6.9	6.9	7.2	7.3
334		6.9	6.9	6.8	6.7	7.1	7.1
341		7.2	6.9	6.8	6.8	7.1	7.1
347		7.1	6.9	6.8	6.8	7.1	7.2
361		8.3	7.5	7.3	7.2	7.3	7.4
375		6.5	6.5	6.5	6.7	6.8	6.8
382		6.2	6.2	6.2	6.3	6.6	6.6
396		6.7	6.6	6.5	6.4	6.4	6.5
403		5.4	6.3	6.5	6.4	6.8	6.9
410	F A S E 5	6.9	6.7	6.6	6.5	7.0	6.9
417		7.2	7.0	6.9	6.9	7.1	7.0
424		7.0	6.8	6.8	6.7	6.9	6.9
431		6.4	6.7	6.8	6.8	6.8	6.8
438		6.8	6.9	6.8	6.6	6.8	6.8
444		7.1	7.1	7.0	7.1	7.0	7.0

Tabela 3: Alcalinidade Total (mg.CaCO₃.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
7	F A S E 1	164			181	174	191
22		149			125	106	110
43		125			115	132	134
50		161			115	125	134
64		165			160	175	182
85		197			134	147	132
92		235			135	147	145
107		207			152	169	168
114		190			155	150	162
120		170			156	159	157
150		247	167	135	137	130	134
157	Fase 2	313	230	232	204	205	206
164		351	226	230	219	211	208
171		294	245	246	211	166	158
178		185	257	268	283	313	426
185		155	247	262	245	188	200
191	F A S E 3	123	133	151	161	135	146
200		98	127	148	165	185	187
206		132	155	176	193	195	199
213		128	189	186	174	205	190
220		162	197	191	171	153	180
226		118	224	257	281	233	259
232		172	178	193	198	210	225
239		142	200	221	252	294	200
245		132	163	170	175	176	178
253		207	175	153	143	151	153
259	F A S E 4	115	216	184	226	247	293
267		190	207	207	229	243	289
322		97	113	114	99	105	122
327		121	105	98	92	74	94
334		107	120	114	140	142	146
341	F A S E 5	102	115	110	142	151	155
347		96	105	102	132	145	150
361		175	154	157	152	126	124
375		152	140	129	132	133	139
389		177	186	172	143	119	113
396	F A S E 5	219	190	152	137	150	160
403		27	100	137	139	150	162
410		115	132	128	135	150	158
417		354	257	212	183	170	257
424		126	132	128	65	150	115
431		182	163	166	152	112	133
438		286	322	269	229	207	206
444		343	350	252	207	186	194

Tabela 4: Alcalinidade Parcial (mg.CaCO₃.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
7	F A S E 1	100			117	134	138
22		101			77	72	74
43		70			60	62	67
50		117			60	74	77
64		98			86	116	122
85		122			82	87	72
92		120			60	70	74
107		96			82	92	97
114		87			90	92	102
120		100			89	100	99
150		155	97	80	47	67	80
157		204	117	125	102	119	113
164	Fase 2	219	125	132	121	125	126
171		170	172	155	132	109	108
178		106	147	143	283	208	268
185	2	57	91	106	94	79	87
191		67	70	78	79	81	84
200	F A S E 3	53	57	76	98	122	127
206		72	81	93	105	126	131
213		63	101	102	94	121	120
220		94	120	115	108	106	126
226		62	132	161	188	185	194
232		75	122	150	162	171	182
239		59	104	107	121	155	114
245		65	82	86	90	102	106
253		133	107	93	92	97	106
259		61	121	102	128	151	198
267	F A S E 4	106	112	108	120	114	192
322		45	66	70	65	79	92
327		79	69	64	58	54	69
334		52	75	73	89	106	107
341		62	78	75	91	107	110
347		65	81	78	96	110	115
361		121	106	103	101	98	99
375		110	105	69	76	78	82
389		97	109	104	83	71	70
396		114	100	83	71	79	80
403	F A S E 5	0	43	75	78	96	106
410		112	115	125	132	145	151
417		221	163	133	127	121	192
424		74	76	78	65	75	79
431		162	196	162	117	121	130
438		226	236	196	136	140	143
444		51	93	98	99	70	59

Tabela 5: Alcalinidade Intermediária / Alcalinidade Parcial

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
7	F A S E 1	0,642			0,548	0,296	0,384
22		0,476			0,625	0,467	0,479
43		0,793			0,920	1,115	1,000
50		0,367			0,920	0,677	0,750
64		0,683			0,859	0,510	0,490
85		0,612			0,621	0,686	0,827
92		0,958			1,250	1,107	0,946
107		1,156			0,849	0,824	0,720
114		1,171			0,722	0,622	0,585
120		0,700			0,761	0,587	0,595
150		0,597	0,718	0,687	1,895	0,926	0,672
157	Fase 2	0,537	0,968	0,864	1,000	0,724	0,817
164		0,603	0,818	0,743	0,813	0,697	0,642
171		0,733	0,429	0,593	0,600	0,517	0,474
178		0,750	0,744	0,868	0,000	0,509	0,592
185		1,734	1,729	1,482	1,600	1,376	1,304
191		0,825	0,899	0,935	1,032	0,667	0,740
200		0,841	1,221	0,955	0,690	0,517	0,470
206		0,847	0,917	0,900	0,840	0,547	0,513
213		1,031	0,868	0,818	0,838	0,698	0,575
220		0,718	0,644	0,659	0,577	0,446	0,421
226		0,914	0,693	0,599	0,496	0,259	0,336
232	F A S E 3	1,286	0,459	0,284	0,223	0,226	0,236
239		1,412	0,933	1,065	1,086	0,889	0,758
245		1,041	0,992	0,962	0,934	0,727	0,685
253		0,558	0,640	0,656	0,558	0,554	0,445
259		0,875	0,789	0,800	0,773	0,638	0,481
267		0,791	0,853	0,920	0,904	1,144	0,500
322		1,176	0,711	0,638	0,520	0,333	0,321
327		0,545	0,519	0,531	0,567	0,371	0,367
334		1,050	0,593	0,564	0,569	0,347	0,358
341		0,645	0,474	0,467	0,560	0,411	0,409
347		0,477	0,296	0,308	0,375	0,318	0,304
361	F A S E 4	0,446	0,451	0,525	0,500	0,286	0,246
375		0,381	0,338	0,863	0,732	0,719	0,700
389		0,824	0,711	0,644	0,724	0,660	0,612
396		0,913	0,900	0,828	0,920	0,909	1,000
403		0,000	1,345	0,823	0,773	0,569	0,528
410		0,027	0,146	0,023	0,023	0,034	0,046
417		0,600	0,579	0,600	0,442	0,402	0,338
424		0,705	0,735	0,650	0,000	0,495	0,461
431		0,127	0,030	0,027	0,296	0,070	0,023
438		0,266	0,364	0,372	0,684	0,480	0,440
444		5,706	2,765	1,576	1,089	1,664	1,051

Tabela 6: Ácidos Orgânicos Voláteis (mg.HAc. L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	Saída
7	F A S E 1	88			79		
22		88			57		
43		79			69		
50		79			62		
64		83			75		
85		58			39		
92		58			53		
107		79			60		
114		62			30		
120		110			91		
150		77	48	23	16	31	42
157	Fase 2	92	53	62	53	69	74
164		81	51	72	61	48	53
171		92	53	48	39	17	16
178		60	91	10	78	96	84
185		46	57	77	53	57	58
200	F A S E 3	52	88	99	105	61	43
206		68	117	109	110	60	25
213		47	75	74	60	68	31
220		55	67	67	40	32	35
226		58	84	79	52	46	27
232		56	72	73	45	38	32
239		68	111	125	121	152	52
245		72	67	66	46	44	28
253		44	48	55	37	43	33
259		55	80	75	82	58	57
267		46	62	52	52	50	40
322	F A S E 4	41	67	35	41	17	15
327		46	40	33	27	12	17
334		106	135	106	113	60	56
341		91	100	91	93	50	43
347		86	95	86	92	49	46
361		46	32	43	45	26	27
375		60	75	64	71	29	32
389		118	104	91	64	39	19
396		114	65	81	66	62	54
403	F A S E 5	77	110	102	98	44	62
410		85	92	95	89	53	45
417		176	119	125	88	74	84
424		90	106	100	94	42	41
431		115	139	119	70	70	39
438		176	164	155	110	108	86
444		219	143	119	100	70	39

Tabela 7: Demanda Química de Oxigênio Total (mg.O₂.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
7	FASE 1	638,3			256,2	138,5	107,2
22		875,5			293,8	371,7	195,2
43		980,5			603,3	684,4	541,7
50		554,5			260,8	363,1	263,6
64		680,5			253,4	263,8	193,5
85		455,0			232,5	137,5	127,5
92		642,5			305,0	215,0	172,5
107		972,3			395,3	346,4	279,8
114		747,8			376,9	270,0	289,3
120		605,0			335,0	272,5	257,5
150		727,5	297,5	190,0	145,0	312,5	212,5
157	Fase 2	725,0	487,5	490,0	440,0	652,5	497,5
164		653,8	307,5	347,5	311,3	312,5	300,0
171		1436,7	488,1	424,3	317,1	245,7	207,5
178		835,5	718,0	828,0	628,0	1030,5	545,5
185		830,5	660,5	810,5	713,0	555,5	408,0
191	Fase 3	853,0	545,5	455,5	583,0	760,5	358,0
200		768,0	610,5	540,5	505,5	525,5	378,0
206		630,0	565,5	580,5	510,2	487,5	296,6
213		803,0	560,5	443,0	348,0	1005,5	248,0
220		898,6	666,9	504,4	397,0	424,8	231,7
226		1096,0	860,5	768,0	523,0	356,0	255,5
232		967,2	766,1	724,8	548,5	818,5	408,0
245		852,0	675,0	555,0	386,0	655,0	186,0
253		1523,0	560,8	445,8	355,8	923,3	308,3
259	Fase 4	968,3	543,3	735,8	587,5	585,8	278,3
322		742,0	588,7	338,7	275,3	232,0	185,0
327		802,0	598,7	472,0	212,0	78,7	35,3
334		562,0	768,7	339,0	248,7	245,3	128,7
341		692,0	418,7	348,7	495,3	935,0	325,0
347		800,0	601,0	450,0	245,0	255,0	160,0
361		709,0	519,0	489,0	389,0	419,0	222,0
389		603,5	411,0	306,0	216,0	166,0	153,5
396	Fase 5	528,5	383,5	261,0	188,5	216,0	183,5
403		638,5	488,5	376,0	333,5	291,0	178,0
417		691,7	516,2	224,0	198,1	237,5	170,1
424		705,6	742,2	543,6	530,5	606,3	297,9
431		661,2	669,0	478,3	345,0	415,5	201,3
438		865,0	548,8	392,1	358,1	849,3	433,8
444		888,0	679,0	456,0	373,0	395,0	297,0

Tabela 8: Demanda Química de Oxigênio Filtrada ($\text{mg.O}_2.\text{L}^{-1}$)

Tempo de Operação (dias)		Ponto de coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
150	Fase 1	290,0	117,5	55,0	47,5	55,0	72,5
157		282,5	220,0	312,5	350,0	472,5	297,5
164		302,5	165,0	182,5	170,0	137,5	155,0
171		273,8	204,9	189,6	105,4	64,6	54,4
178	Fase 2	365,5	343,0	365,5	325,5	278,0	280,5
185		368,0	360,5	315,5	335,5	230,5	205,5
191		533,0	370,5	285,5	375,5	170,5	183,0
200	Fase 3	305,5	303,0	240,5	198,0	100,5	95,5
206		273,0	258,0	265,5	135,5	55,5	43,0
213		233,0	185,5	150,5	120,5	20,5	28,0
220		474,1	275,8	190,4	201,4	71,9	63,6
226		370,5	380,5	293,0	208,0	90,5	60,5
232		350,1	330,9	325,9	264,7	99,5	74,7
239		427,3	479,6	399,7	523,7	151,8	102,2
245		410,0	396,0	350,0	254,0	105,0	85,0
253		383,5	281,4	227,9	161,5	102,9	143,7
259		603,3	518,3	580,8	480,8	325,8	305,8
267		226,8	386,8	119,3	354,3	481,8	89,3
322	Fase 4	350,7	230,0	172,0	268,7	198,7	95,3
327		312,0	234,0	153,3	98,7	28,7	18,7
334		248,7	202,0	195,3	128,7	108,6	98,7
341		332,0	212,0	148,7	102,0	118,7	128,7
347		300,0	215,0	146,0	98,0	110,0	125,0
361		215,3	175,3	185,3	122,0	35,3	18,7
375		228,7	182,0	208,7	115,3	135,3	122,0
389		286,0	211,0	128,5	111,0	98,5	94,0
396		273,5	156,0	101,0	128,5	156,0	126,0
403	Fase 5	303,5	231,0	206,0	161,0	133,5	118,0
417		342,4	226,4	101,4	111,9	133,4	112,7
424		480,9	326,7	300,6	201,3	201,3	183,0
431		253,5	256,1	162,1	86,3	23,6	18,3
438		321,5	211,7	219,6	133,3	94,1	190,8
444		352,0	295,0	200,0	156,0	120,0	118,0

Tabela 9: Demanda Bioquímica de Oxigênio (mg.O₂.L⁻¹)

Tempo de Operação (dias)		Ponto de coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
150	Fase 1	309,1	67,2	94,8	72,0	147,1	98,6
157		409,9	283,3	277,2	232,2	207,0	208,9
164		291,9	123,9	115,4	113,0	119,5	113,8
171		317,9	107,7	77,6	39,0	21,9	24,9
185	Fase 2	312,1	298,6	356,6	288,8	193,7	162,2
191		413,8	260,7	222,4	171,7	302,9	179,0
200	Fase 3	333,3	267,5	224,9	172,4	135,3	114,8
206		329,0	247,0	218,0	158,0	125,0	110,0
213		252,0	292,5	318,7	182,0	810,1	134,1
232		187,1	208,0	129,5	102,7	285,7	87,8
245		325,0	215,0	201,0	186,0	210,0	125,0
253		967,1	436,7	230,1	198,5	528,5	137,3
259		459,7	395,3	282,2	311,3	391,7	145,7
267		336,5	220,1	251,9	181,0	251,5	103,7
322	Fase 4	354,2	229,7	148,9	117,5	105,0	86,9
327		382,8	313,3	207,9	90,6	35,3	16,6
334		277,0	383,0	174,0	122,0	127,0	72,0
341		304,1	119,5	146,8	160,9	349,2	131,2
347		381,9	234,4	198,2	104,7	115,4	75,1
361		329,6	234,0	216,0	188,0	207,0	98,3
375		230,2	277,1	211,1	214,6	290,9	210,2
389		314,1	160,5	134,8	102,3	65,1	62,1
396		275,3	147,5	113,5	78,5	93,9	75,2
403	Fase 5	325,8	189,3	161,4	137,8	129,3	85,3
417		349,3	208,1	96,6	82,9	103,2	81,0
424		341,9	277,1	204,9	139,2	162,1	124,1
431		327,3	259,3	192,1	111,3	137,6	89,5
438		422,0	208,7	162,7	119,4	269,6	173,5
444		581,3	450,0	275,5	217,9	257,2	179,7

Tabela 10: Sólidos em Suspensão Totais (mg.L⁻¹)

Tempo de Operação (dias)		Ponto de coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
7	F A S E 1	190,0			62,0	74,0	40,0
22		318,0			116,0	216,0	76,0
43		254,0			96,0	132,0	66,0
50		256,0			80,0	164,0	70,0
64		218,0			7,0	20,0	6,0
85		194,0			84,0	62,0	23,0
92		268,0			82,0	118,0	40,0
107		386,7			91,4	142,0	34,0
114		280,6			96,0	127,1	75,0
120		200,0			107,1	96,0	95,0
150	Fase 2	270,0	93,8	52,0	62,0	156,9	88,0
157		255,0	145,0	51,0	40,0	56,0	38,0
164		262,5	114,3	113,7	102,5	108,1	82,0
171		312,8	162,3	93,3	75,6	46,7	83,3
178		356,7	222,0	182,8	160,3	274,4	120,0
185	Fase 3	294,3	205,0	252,0	190,0	150,0	108,6
191		220,0	156,0	90,0	103,0	286,4	96,0
200		250,0	210,0	241,7	163,5	19,6	130,0
206		294,1	186,4	180,0	158,0	215,6	130,8
213		258,3	230,0	192,0	124,3	163,0	137,3
220	Fase 4	250,0	182,0	142,7	125,7	252,0	103,8
232		330,0	196,0	164,0	136,0	404,0	160,0
245		396,0	186,0	226,0	137,0	222,0	62,0
259		357,0	128,0	258,0	172,0	312,0	92,0
322		211,0	320,0	90,0	49,0	116,0	12,0
327	Fase 5	242,0	244,0	103,0	64,0	70,0	13,0
334		303,0	453,0	89,0	65,0	96,0	23,0
341		189,0	108,8	84,0	158,7	404,0	68,5
347		235,0	158,0	102,0	91,0	95,0	65,0
361		279,0	182,0	152,0	100,0	173,0	78,0
389	Fase 6	178,0	119,0	30,0	69,0	39,0	25,0
396		245,1	81,6	113,0	71,0	40,0	38,5
403		397,5	217,3	71,9	239,2	123,0	64,0
410		360,0	215,0	79,0	210,0	185,0	59,0
417		356,0	161,0	267,0	89,0	228,5	56,0
431	Fase 7	344,0	222,0	160,0	111,0	328,0	125,0
444		295,5	238,2	147,3	95,0	147,2	112,8

Tabela 11: Sólidos em Suspensão Fixos (mg.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
7	F A S E 1	14,0			6,0	32,0	8,0
22		40,0			12,0	36,0	14,0
43		52,0			10,0	22,0	4,0
50		50,0			10,0	22,0	4,0
64		50,0			8,0	22,0	2,0
85		4,0			1,0	5,0	1,0
92		12,0			6,0	12,0	3,0
107		53,3			10,0	26,0	3,0
114		16,7			11,0	12,9	2,0
120		14,0			10,0	2,0	7,0
150	2	27,5	7,5	5,5	4,0	15,7	10,0
157		17,5	17,5	10,0	4,0	6,0	8,0
164		23,5	11,4	11,0	12,4	11,6	1,0
171		25,6	7,6	7,8	5,6	2,2	1,1
178		50,0	38,0	27,6	22,4	53,5	20,0
185		37,1	25,0	50,0	26,0	22,0	14,3
191	F A S E 3	32,5	15,0	9,0	17,0	40,9	2,0
200		35,0	60,0	71,7	33,3	8,0	21,4
206		28,6	9,1	24,0	22,0	24,4	20,0
213		22,2	22,5	22,0	20,0	44,0	17,9
220		30,0	20,0	13,2	11,4	28,0	15,0
232		63,3	8,9	18,0	16,0	93,0	18,0
245		50,0	22,0	64,0	28,0	56,0	10,0
259		71,0	18,0	64,0	32,0	78,0	16,0
322	F A S E 4	5,0	82,5	8,0	2,0	28,0	2,0
327		21,0	54,0	7,0	2,0	4,0	2,0
334		13,0	45,0	12,0	4,0	25,0	1,0
341		34,6	15,4	18,0	45,3	142,0	10,0
347		45,0	30,0	18,0	15,0	19,0	7,0
361		39,0	27,0	16,0	12,0	23,0	6,0
389		18,0	15,0	5,0	10,0	4,0	5,0
396		92,2	8,2	20,0	7,0	8,0	6,5
403	Fase 5	65,0	26,9	8,0	28,3	19,0	3,5
410		58,0	29,0	15,0	25,0	20,0	5,0
417		98,0	95,0	151,0	40,0	43,0	12,0
431		122,0	18,0	40,0	11,0	74,0	35,0
444		21,0	33,0	8,0	3,0	2,0	8,1

Tabela 12: Sólidos em Suspensão Voláteis (mg.L⁻¹)

Tempo de Operação (dias)		Ponto de Coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
7	F A S E 1	176,0			56,0	42,0	32,0
22		278,0			104,0	180,0	62,0
43		202,0			86,0	110,0	62,0
50		206,0			72,0	142,0	68,0
64		214,0			6,0	15,0	5,0
85		188,0			74,0	57,0	22,0
92		256,0			76,0	106,0	37,0
107		333,3			81,4	116,0	31,0
114		263,9			85,0	114,3	70,0
120		186,0			97,1	94,0	88,0
150		242,5	86,3	46,5	58,0	141,2	78,0
157		237,5	127,5	41,0	36,0	50,0	30,0
164	Fase 2	230,0	102,9	103,4	90,1	96,5	81,0
171		287,2	154,7	85,6	70,0	44,5	82,2
178		306,7	184,0	155,2	137,9	220,9	100,0
185		257,2	180,0	202,0	164,0	128,0	94,8
191	F A S E 3	187,5	141,0	81,0	86,0	245,5	94,0
200		215,0	150,0	170,0	130,2	11,6	10,6
206		267,0	177,0	156,0	136,0	191,0	111,0
213		236,0	208,0	170,0	104,0	119,0	119,0
220		220,0	162,0	129,0	114,0	224,0	89,0
232		267,0	187,0	146,0	120,0	311,0	142,0
245		346,0	164,0	162,0	109,0	166,0	52,0
259		286,0	110,0	194,0	140,0	234,0	76,0
322	F A S E 4	206,0	237,0	82,0	47,0	88,0	10,0
327		221,0	190,0	96,0	62,0	66,0	11,0
334		291,0	408,0	77,0	61,0	71,0	22,0
341		154,5	93,4	66,0	113,3	262,0	58,5
347		190,0	128,0	84,0	76,0	76,0	58,0
361		240,0	155,0	136,0	88,0	150,0	72,0
389		160,0	104,0	25,0	59,0	35,0	20,0
396		152,9	73,4	93,0	64,0	32,0	32,0
403	Fase 5	332,5	190,4	63,9	210,9	104,0	60,5
410		302,0	186,0	64,0	185,0	165,0	54,0
417		258,0	66,0	116,0	49,0	185,0	44,0
431		222,0	204,0	120,0	100,0	254,0	90,0
444		274,5	205,2	139,3	92,0	145,2	104,7

Tabela 13: Sólidos Totais (mg.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
150	Fase 1	1700	409	550	265	930	316
157		751	504	432	380	850	575
164		5205	5223	3323	402	416	427
171		2280	800	254	1505	423	1749
178	Fase 2	903	659	676	586	818	679
185		6100	878	950	800	685	843
191		7600	1491	1606	905	1010	926
200	Fase 3	846	729	725	721	865	660
206		5800	747	907	651	3731	689
220		7673	1319	505	1577	637	506
226		4320	920	750	780	630	640
232		5170	850	690	750	1020	870
239		8710	810	810	830	2580	500
245		5290	4080	640	680	660	340
253		1040	670	450	480	880	345
259		8800	1200	870	840	940	346
267		2030	1550	570	620	940	400
322	Fase 4	1835	1936	623	530	480	380
327		1758	1836	750	509	498	350
334		1938	1906	820	603	514	367
341		1468	1631	553	326	326	188
347		1220	1110	630	610	350	210
375		850	936	832	321	450	110
389		453	439	481	378	305	180
396		442	396	345	314	210	130
403	Fase 5	897	822	711	386	352	331
410		831	811	732	358	322	135
417		771	600	582	510	567	321
424		732	795	803	598	858	345
431		813	670	650	645	910	359
438		994	710	630	510	550	206

Tabela 14: Sólidos Totais Fixos (mg.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
150	Fase	345	205	188	155	210	184
157	1	353	256	233	244	287	297
164		329	190	203	194	225	214
171		371	224	147	161	220	5
178	Fase	343	464	280	293	321	324
185	2	352	302	361	317	267	510
191		472	392	352	418	477	388
200	Fase	369	383	315	337	374	346
206		368	349	388	339	354	304
220		413	319	275	227	337	276
226		410	380	360	280	290	280
232		440	340	370	400	510	370
239		350	340	360	330	890	190
245		480	320	290	250	320	160
253		390	240	210	170	320	160
259		590	358	880	840	940	185
267		310	250	220	230	360	200
322	Fase	285	198	195	186	175	160
327		273	196	190	178	165	158
334		290	205	197	183	172	162
341		195	208	185	164	153	148
347		185	203	176	150	120	112
375		254	289	243	158	165	79
389		131	157	179	112	101	73
396		175	148	139	138	120	75
403		508	507	494	198	228	172
410		490	435	355	185	178	75
417	Fase	518	429	406	329	385	197
424		517	648	599	432	535	148
431		387	261	248	287	188	108
438	5	122	18	40	11	74	35

Tabela 15: Sólidos Totais Voláteis (mg.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
150	Fase	1355	345	345	110	720	132
157	1	398	248	227	136	563	278
164		4876	5063	3120	208	191	213
171		1909	576	107	1344	203	1764
178	Fase	560	195	396	293	497	355
185	2	5748	576	589	483	418	333
191		7128	1099	1254	487	533	538
200	F A S E 3	477	346	410	384	491	314
206		5432	398	519	312	3377	385
220		7260	1000	230	1350	300	230
226		3910	540	390	500	340	360
232		4700	510	320	350	510	500
239		8360	470	450	500	1690	310
245		4810	3760	350	430	340	180
253		650	430	240	310	560	185
259		8210	842	450	370	390	320
267		1720	1300	350	440	580	200
322	F A S E 4	1550	1738	428	344	305	220
327		1485	1640	560	331	333	192
334		1648	1701	623	420	342	205
341		1273	1423	368	162	173	40
347		1035	907	454	460	230	98
375		596	647	589	163	285	31
389		322	282	302	266	204	107
396		267	248	206	176	90	55
403	F A S E 5	508	507	494	198	228	172
410		341	376	377	173	144	60
417		518	429	406	329	385	197
424		517	648	599	432	535	148
431		426	409	402	358	722	251
438		684	480	424	320	365	96

Tabela 16: Sólidos Sedimentáveis (mL.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta					
		entrada	C1	C2	C3	CA	saída
150	Fase 1	1,10	0,03	0,01	0,20	2,50	0,15
157		2,00	0,10	0,05	0,10	0,60	0,10
164		0,80	0,01	0,02	0,01	0,01	0,01
171		4,50	0,30	0,01	0,01	0,01	0,01
178	Fase 2	2,00	0,60	1,50	0,05	3,20	0,01
185		3,00	0,10	4,00	0,50	0,15	0,05
191		1,50	0,01	0,01	0,40	4,10	0,01
200	Fase 3	2,50	0,01	0,70	0,01	3,00	0,50
206		0,70	0,01	1,50	0,40	3,00	0,01
213		2,25	1,00	1,40	0,30	10,00	0,30
220		1,50	0,30	0,60	0,60	6,50	0,01
226		4,50	1,00	2,50	1,00	5,00	0,01
232		4,00	0,02	0,50	0,02	11,00	4,50
239		3,00	0,01	5,00	2,50	15,00	0,02
245		0,90	0,20	1,70	1,00	6,00	0,01
253		1,70	0,10	0,50	0,10	10,00	0,10
259		1,75	0,01	2,00	0,90	8,00	0,01
267		3,00	0,02	1,20	2,50	12,00	0,01
322	Fase 4	5,00	4,50	0,60	0,01	1,50	0,01
327		6,00	2,50	1,00	0,01	2,00	0,01
334		4,50	4,50	0,70	0,50	4,00	0,01
341		2,00	0,60	0,01	2,50	5,50	0,01
347		3,00	0,50	0,01	0,01	5,00	0,01
361		0,01	2,50	0,50	0,01	3,50	0,01
389		1,00	1,50	0,50	0,30	0,20	0,01
396		4,00	1,20	0,70	0,30	0,20	0,01
403	Fase 5	2,00	0,10	0,10	0,20	1,00	0,01
410		3,00	0,50	0,70	0,20	3,00	0,40
417		6,50	1,00	3,50	0,40	5,00	1,50
424		2,50	1,50	1,00	0,10	8,00	0,10
431		2,20	1,00	0,01	0,01	4,00	0,01
438		4,00	2,00	0,01	0,01	6,80	0,01
444		5,00	1,50	0,01	0,01	2,00	0,01

Tabela 17: Sólidos em Suspensão Totais – Tomadas Intermediárias (mg.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta								
		C1 (0,2)	C1 (0,4)	C1 (0,6)	C2 (0,2)	C2 (0,4)	C2 (0,6)	C3 (0,2)	C3 (0,4)	C3 (0,6)
185	Fase 2	35668	4148	842	73490	20017	2970	30575	428	280
213	Fase 3	80350	58097	293	21450	179	160	39153	168	130
274	Fase 3	32250	3780	752	34281	22248	3251	19780	487	321
448	Fase 4	28172	550	250	43255	1733	108	35217	90	60

Tabela 18: Sólidos em Suspensão Fixos – Tomadas Intermediárias (mg.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta								
		C1 (0,2)	C1 (0,4)	C1 (0,6)	C2 (0,2)	C2 (0,4)	C2 (0,6)	C3 (0,2)	C3 (0,4)	C3 (0,6)
185	Fase 2	11658	1116	320	12432	4710	146	9032	154	102
213	Fase 3	17153	14996	60	6917	38	28	13786	50	28
274	Fase 3	10350	989	289	8750	5102	220	4521	175	124
448	Fase 4	13820	120	33	15775	613	52	16000	18	9

Tabela 19: Sólidos em Suspensão Voláteis – Tomadas Intermediárias (mg.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta								
		C1 (0,2)	C1 (0,4)	C1 (0,6)	C2 (0,2)	C2 (0,4)	C2 (0,6)	C3 (0,2)	C3 (0,4)	C3 (0,6)
185	Fase 2	24010	3032	522	61057	15307	2824	21542	274	178
213	Fase 3	63197	43101	233	14533	141	132	25367	118	103
274	Fase 3	21900	2791	463	25231	17146	3031	15259	312	197
448	Fase 4	14352	430	217	27750	1120	56	19217	72	51

Tabela 20: Sólidos Totais – Tomadas Intermediárias (mg.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta								
		C1 (0,2)	C1 (0,4)	C1 (0,6)	C2 (0,2)	C2 (0,4)	C2 (0,6)	C3 (0,2)	C3 (0,4)	C3 (0,6)
185	Fase 2	43250	6350	1520	82350	21550	472	40258	3250	880
213	Fase 3	121254	75260	896	57974	48256	1035	45488	38756	1078
274	Fase 3	56900	4587	1200	43970	39547	14020	25970	7860	1140
448	Fase 4	115236	2256	1158	62147	2241	1325	58946	1542	980

Tabela 21: Sólidos Totais Fixos – Tomadas Intermediárias (mg.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta								
		C1 (0,2)	C1 (0,4)	C1 (0,6)	C2 (0,2)	C2 (0,4)	C2 (0,6)	C3 (0,2)	C3 (0,4)	C3 (0,6)
185	Fase 2	15635	930	368	25621	17256	236	4653	291	207
213	Fase 3	18356	7240	336	15360	3645	243	14190	275	249
274	Fase 3	23060	1380	510	19370	18300	500	11580	470	450
448	Fase 4	19720	320	230	21340	850	202	25560	165	132

Tabela 22: Sólidos Totais Voláteis – Tomadas Intermediárias (mg.L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta								
		C1 (0,2)	C1 (0,4)	C1 (0,6)	C2 (0,2)	C2 (0,4)	C2 (0,6)	C3 (0,2)	C3 (0,4)	C3 (0,6)
185	Fase 2	27615	5420	1152	56729	4294	236	35605	2959	673
213	Fase 3	102898	68020	560	42614	44611	792	31298	38481	829
274	Fase 3	33840	3207	690	24600	21247	13520	14390	7390	690
448	Fase 4	65516	1936	928	40807	1391	1123	33386	1377	848

Tabela 23: Oxigênio Dissolvido (mg.O₂ .L⁻¹)

Tempo de operação (dias)		Ponto de Coleta	
		CA	Saída
7	F A S E 1	0,6	2,4
50		0,2	0,2
64		3,3	2,2
92		2,4	2,6
107		2,8	3,3
114		2,1	2,5
150		3,2	2,9
157		3,4	3,2
164		3,1	2,6
171		2,4	2,3
178	Fase	-	-
185	2	-	-
191		-	-
200	F A S E 3	2,7	2,7
206		3,2	2,4
213		2,6	1,5
220		3,2	1,7
226		4,7	1,1
232		3,2	2,0
239		2,8	2,0
245		2,7	2,1
253		3,6	1,8
259	F A S E 4	2,8	1,5
267		3,0	1,9
322		3,3	2,9
327		4,0	2,0
334		3,2	2,7
341		3,8	2,0
347		3,7	2,3
361		3,3	2,1
375		3,8	1,9
382	F A S E 5	3,6	2,0
396		0,0	0,0
403		2,1	1,5
410		1,8	1,2
417		2,0	1,1
424		1,7	1,2
431		1,3	0,7
438	5	1,2	0,6
444		1,3	0,8

Tabela 24: Fósforo Total (mg.L⁻¹)

Tempo de Operação (dias)		Ponto de Coleta			
		entrada	C3	CA	saída
150	Fase 1	10,17	3,73	4,28	3,75
164		9,08	5,10	5,38	5,04
178	Fase 2	9,46	8,76	9,31	11,53
191		10,13	7,51	6,59	5,67
206	F	9,79	8,56	9,10	6,88
220	A	8,05	5,28	5,55	5,57
232	S	10,31	10,00	9,06	7,40
245	E	13,27	8,96	6,56	12,79
259		9,06	7,55	5,56	6,03
267	3	9,80	7,20	6,60	7,10
327	Fase 4	9,40	7,10	6,00	7,00
341		10,00	7,20	5,50	6,80
361		10,50	7,30	5,80	6,50
375		9,00	6,20	5,30	6,00
389		9,20	6,10	5,20	5,35

Exemplo de cálculo do método estatístico de “Comparação de Médias de duas Amostras” (MILLER e MILLER, 1993), para DQO_{total} nas Fases 1 e 3.

$$t_{\text{calculado}} = |x_1 - x_2| / (S_1^2/n_1 + S_2^2/n_2)^{0.5}$$

$$X_1 = 64,8;$$

$$X_2 = 67,9;$$

$$S_1 = 15,30;$$

$$S_2 = 11,10;$$

$$n_1 = 14 \text{ amostras};$$

$$n_2 = 9 \text{ amostras.}$$

$$t_{\text{calculado}} = |64,8 - 67,9| / (15,3^2/14 + 11,10^2/9)^{0.5}$$

$$|t_{\text{calculado}}| = 0,562$$

$$g = \{ (S_1^2/n_1 + S_2^2/n_2) / ((S_1^2/n_1)^2/(n_1+1) + (S_2^2/n_2)^2/(n_2+1)) \} - 2$$

g = grau de liberdade;

$$S_1 = 15,30;$$

$$S_2 = 11,10;$$

$$n_1 = 14 \text{ amostras};$$

$$n_2 = 9 \text{ amostras.}$$

$$g = \{ (15,30^2/14 + 11,10^2/9) / ((15,3^2/14)^2/(14+1) + (11,10^2/9)^2/(9+1)) \} - 2$$

$$g = 22,74$$

De acordo com o grau de liberdade calculado (g=22,74), é possível por meio de uma tabela encontrar o valor de t_{tabelado} ($t_{\text{tabelado}} = 2,08$), para um valor de significância de $P = 0,05$.

Para $|t_{\text{calculado}}| < |t_{\text{tabelado}}|$ os valores de DQO_{total} não apresentam diferença significativa ao nível $P = 0,05$ entre as Fases 1 e 3.

ABSTRACT

Silva, Gustavo Henrique Ribeiro. **Anaerobic/aerobic Baffled Reactor Treating Sanitary Wastewater: Performance and Operation**. Campinas, Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas, 2001. 166 pp. Mastership dissertation.

The present research aimed to study an alternative route for union of aerobic and anaerobic processes, through the use of a baffled reactor, treating sanitary wastewater. The reactor is composed of four sequential chambers, being the first three anaerobic chambers and the last one aerobic, composing a total volume of approximately 2.5 m³. The sludge generated in the reactor is separated in a laminar sedimentation tank and recycled into the forth chamber. The reactor – placed in a wastewater treating plan of Limeira city, S. P., Brazil –operated in a period of 444 days. This period was divided in five phases, with hydraulic detention times (HDT) varying from 7 to 16 hours. The reactor was fed with sanitary wastewater which had already suffered a preliminary treatment. The five phases of operation corresponded to 10, 16, 12, 8 e 7 hours of HDT, respectively. The pH values in all chambers and in the sedimentation tank, varied between 5,7 e 8,3, with a mean value of 6,8; the correction of pH values was not necessary during all periods. The best value of BOD₅ removal was attained in the Phase 4 (HDT=8 hours), 56,9 to 95,7%. However, the statistic comparison of the means of two samples showed that there was no significant difference between the phases, except in Phase 2, with P=0,05. The reactor performance, in relation to COD_{total} removal and TSS, was similar to that obtained for the BOD₅, with values of 31,4 to 95,6 and 21,0 to 97,3%, respectively. The same occurred in the statistic test. In chamber 4, the oxygen dissolved values were satisfactory in most of the periods, reaching the maximum of 4,7 and of 0,0 mg O₂.L⁻¹. The laminar sedimentation tank was important for removal of solids produced in the sedimentation tank. After the 107th operation day, the recycled sludge presented a sedimentation capability classified between good and very good. Thus, It is possible to affirm that the baffled reactor configuration of the present work promotes an useful effluent treatment, employed to the production of an aerobic sludge with easy management.

Key words: aerobic/anaerobic baffled reactor, sanitary wastewater, aerobic treatment, anaerobic treatment.