

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL

**Partida de um reator compartimentado híbrido
anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário**

Luciano Zanella

Campinas
1999



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL

**Partida de um reator compartimentado híbrido
anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário**

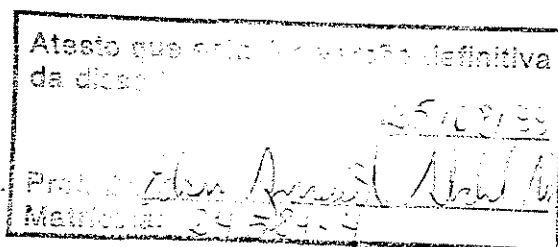
Luciano Zanella

Orientador: prof. Dr. 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, SP

1999



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

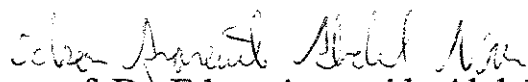
Z16p	Zanella, Luciano Partida de um reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário. / Luciano Zanella.--Campinas, SP: [s.n.], 1999. Orientador: Edson Aparecido Abdul Nour Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Civil. 1. Águas residuais – Purificação – Tratamento biológico. 2. Esgotos. I. Nour, Edson Aparecido Abdul. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Civil. III. Título.
------	--

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL

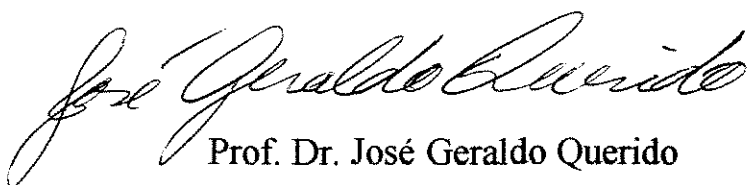
**Partida de um reator compartimentado híbrido
anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário**

Luciano Zanella

Dissertação de Mestrado aprovada pela Banca Examinadora, constituída por:


prof. Dr. Edson Aparecido Abdul Nour

Presidente e Orientador – Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP


Prof. Dr. José Geraldo Querido

Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas - Universidade de Guarulhos


Prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo
Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP

Campinas, 06 de Agosto de 1999

*À minha família, aos meus amigos
e a todos aqueles que me
incentivaram e contribuíram para a
realização deste trabalho*

Agradecimentos

Ao Professor Doutor Edson Aparecido Abdul Nour, pela orientação e incentivo durante a realização deste trabalho de pesquisa.

Ao programa de pós graduação do departamento de Saneamento e Ambiente, pela infraestrutura oferecida.

Ao Centro Superior de Educação Tecnológica – CESET, pela permissão do uso do laboratório de saneamento de Limeira.

Ao CNPq (Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico) pela concessão da bolsa de estudos.

Aos membros da banca examinadora prof. Dr. Edson Aparecido Abdul Nour, prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo, prof. Dr. José Geraldo Querido, prof. Dr. José Roberto Guimarães e prof. Dr. Denis Miguel Roston.

Aos membros da banca de qualificação Professores Doutores Roberto Feijó de Figueiredo e José Roberto Guimarães, pelas sugestões e críticas.

À Ângela, pelas sugestões na correção do texto da dissertação.

Aos técnicos e responsáveis pelo laboratório de saneamento do CESET: Geraldo, Anjaina, Cristiane, Marli, Ruth, Silvana, Carla e Michele, pela colaboração na realização das análises.

À empresa Águas de Limeira, na pessoa da Sra. Márcia, pelo espaço fornecido para a montagem do reator.

Aos meus familiares, em especial aos meus pais Adair e Tercio, pelo apoio e ao meu irmão Eduardo, pela solução de alguns “pepinos informáticos”.

Aos companheiros de pesquisa e laboratório: Sandra, Luiz, Renata M., Milena, Anjaina, Ana Paula, Cássia R., Elcy, Carol F., Tito, Ronaldo, Viviane, Naylson e tantos outros, pela amizade.

Aos professores Auro Tanaka e Yzumi Taguti e a eng. Claudete da UNESP – Guaratinguetá pelo incentivo e horas de conversa a respeito das pesquisas.

A todos amigos que sempre estiveram presentes durante esses anos, rindo comigo e me fazendo rir quando necessário: Régis, Fábio, Victor, Paulo (Caju), Milton, Cecília, Marinês, Cristiana, Guga, Lucilene, Jany, Denise, Paulo (P1), Michelle T., Fernanda Q., Wanderley, Ana Cláudia, Nagamine, Pedro, Mila entre tantos outros.

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

Sumário

	página
Lista de Tabelas.....	v
Lista de Figuras.....	vi
Lista de Símbolos e Abreviaturas.....	ix
Resumo.....	xii
1. Introdução.....	01
2. Objetivos.....	04
3. Revisão Bibliográfica.....	05
3.1. Processos Anaeróbios.....	06
3.1.1. Microbiologia e Bioquímica.....	06
3.1.2. Cinética.....	10
3.1.2.1. Cinética de Crescimento Biológico.....	11
3.1.2.2. Taxa de Utilização de Substrato.....	12
3.1.2.3. Tempo de Detenção Hidráulico e Celular.....	13
3.1.3. Requisitos Ambientais.....	14
a) temperatura.....	14
b) pH.....	16

	página
c) nutrientes.....	16
d) toxicidade.....	18
3.1.4. Sistemas Anaeróbios de Tratamento.....	19
a) Filtros Biológicos Anaeróbios.....	20
b) Reatores de Leito Fluidificado/Expandido.....	21
c) Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo e Fluxo Ascendente.....	22
d) Reatores Anaeróbios Compartimentados.....	23
3.1.5. Tratamento Anaeróbio no Brasil.....	27
3.2. Processos Aeróbios.....	28
3.2.1. Microbiologia.....	29
3.2.1.1. Grupos de Microrganismos Envolvidos.....	30
a) Bactérias.....	30
b) Fungos.....	31
c) Protozoários.....	31
d) Metazoários.....	32
3.2.1.2. Descrição do Processo.....	32
a) Oxidação e Síntese.....	32
b) Respiração Endógena.....	32
3.2.2. Cinética.....	33
3.2.2.1. Cinética de Crescimento Biológico.....	33
3.2.3. Requisitos Ambientais.....	37
a) Nutrientes.....	37
b) Temperatura.....	38
c) Oxigênio Dissolvido.....	38
d) pH.....	39
e) Toxicidade.....	39
3.2.4. Sistemas Aeróbios de Tratamento.....	39
a) Lagoas Aeróbias.....	40

	página
b) Lagoas Aeradas.....	40
c) Filtros Biológicos Aeróbios.....	40
d) Valos de Oxidação.....	40
e) Lodos Ativados.....	41
3.2.5. Vantagens e Desvantagens.....	42
3.3. Processos Híbridos Anaeróbio Aeróbio.....	43
3.4. Partida de Reatores.....	46
4. Metodologia.....	51
4.1. Descrição do Sistema de Tratamento.....	51
4.2. Pontos de Amostragem.....	61
4.3. Parâmetros Estudados e Operação do Reator.....	62
5. Resultados e Discussões.....	64
5.1. Temperatura Atmosférica.....	65
5.2. Temperatura do esgoto.....	66
5.3. Índices Pluviométricos.....	68
5.4. Valores de pH.....	69
5.5. Alcalinidade.....	70
5.6. Ácidos Voláteis.....	73
5.7. Demanda Química de Oxigênio – DQO.....	74
5.8. Taxa de carregamento orgânico.....	77
5.9. Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO.....	78
5.10. Sólidos Sedimentáveis.....	80
5.11. Sólidos Totais.....	81
5.12. Sólidos Dissolvidos.....	85
5.13. Sólidos Suspensos.....	87
5.14. Sólidos – tomadas intermediárias.....	90
5.14.1. Sólidos totais intermediários.....	90
5.14.2. Sólidos dissolvidos.....	93
5.14.3. Sólidos suspensos intermediários.....	95

	página
5.15. Oxigênio dissolvido.....	96
5.16. Fósforo.....	98
5.17. Operação do reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio.....	99
6. Conclusões.....	104
7. Recomendações.....	107
8 Bibliografia.....	109
Abstract.....	119

Lista de tabelas

	página
Tabela 4.1	Caracterização do esgoto sanitário bruto..... 52
Tabela 4.2	Pontos de amostragem principal..... 61
Tabela 4.3	Pontos de amostragem intermediários..... 61
Tabela 4.4	Frequência de análises..... 62
Tabela 4.5	Tempo de detenção hidráulico (h) em cada câmara com relação às vazões utilizadas..... 63
Tabela 5.1	Fósforo total – valores obtidos e remoção..... 98

Lista de figuras

	página
Figura 3.1. Sequências Metabólicas e Grupos Microbianos Envolvidos na Sequência Metabólica.....	07
Figura 4.1. Representação esquemática da instalação utilizada.....	53
Figura 4.2. Sistema de alimentação do reator compartimentado.....	53
Figura 4.3. Vista interna da peneira estática.....	54
Figura 4.4. Esquema da caixa reguladora de vazão.....	54
Figura 4.5. Esquema do reator híbrido compartimentado – planta.....	56
Figura 4.6. Esquema do reator híbrido compartimentado – perfil.....	57
Figura 4.7. Reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio.....	58
Figura 4.8. Difusor de ar presente na câmara aeróbia.....	58
Figura 4.9. Corte esquemático de decantador laminar secundário.....	60
Figura 4.10. Decantador laminar secundário.....	60
Figura 5.1. Temperatura atmosférica registrada na ETE Graminha.....	65
Figura 5.2. Temperatura atmosférica registrada na estação meteorológica CESET....	66
Figura 5.3. Temperatura interna ao reator.....	67
Figura 5.4. Volume total diário de precipitação.....	68

	página
Figura 5.5. pH em cada câmara ao longo do tempo	69
Figura 5.6. Alcalinidade total.....	71
Figura 5.7. Alcalinidade parcial.....	71
Figura 5.8. Relação entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial.....	72
Figura 5.9. Ácidos voláteis.....	74
Figura 5.10. DQO – demanda química de oxigênio.....	75
Figura 5.11. Eficiência de remoção de DQO.....	75
Figura 5.12. Taxa de carregamento orgânico.....	77
Figura 5.13. Demanda bioquímica de oxigênio.....	78
Figura 5.14. Eficiência de remoção de DBO.....	79
Figura 5.15. Sólidos sedimentáveis.....	80
Figura 5.16. Sólidos totais ao longo do tempo.....	82
Figura 5.17. Eficiência de remoção de sólidos ao longo do tempo.....	82
Figura 5.18. Sólidos totais fixos ao longo do tempo.....	84
Figura 5.19. Sólidos totais voláteis ao longo do tempo.....	84
Figura 5.20. Sólidos dissolvidos totais ao longo do tempo.....	86
Figura 5.21. Sólidos dissolvidos fixos ao longo do tempo.....	86
Figura 5.22. Sólidos dissolvidos voláteis ao longo do tempo.....	87
Figura 5.23. Sólidos suspensos totais ao longo do tempo.....	88
Figura 5.24. Sólidos suspensos fixos ao longo do tempo.....	88
Figura 5.25. Sólidos suspensos voláteis ao longo do tempo.....	89
Figura 5.26. Sólidos totais intermediários.....	91
Figura 5.27. Sólidos totais fixos intermediários.....	92
Figura 5.28. Sólidos totais voláteis intermediários.....	92
Figura 5.29. Sólidos dissolvidos totais intermediários.....	93
Figura 5.30. Sólidos dissolvidos fixos intermediários.....	94
Figura 5.31. Sólidos dissolvidos voláteis intermediários.....	94
Figura 5.32. Sólidos suspensos totais intermediários.....	95
Figura 5.33. Sólidos suspensos fixos.....	95

	Página
Figura 5.34	Sólidos suspensos voláteis intermediários..... 96
Figura 5.35	Oxigênio dissolvido na câmara aeróbia e na saída do reator..... 97
Figura 5.36.	Vista da lâmina líquida da câmara 1..... 101
Figura 5.37.	Vista da lâmina líquida da câmara 3..... 101
Figura 5.38.	Vista da lâmina líquida da câmara aeróbia..... 102
Figura 5.39.	Amostras de esgoto afluente e efluente ao reator..... 102
Figura 5.40.	Grânulos lavados do lodo – câmara 1..... 103
Figura 5.41.	Detalhe dos grânulos do lodo lavado – câmara 1..... 103

Lista de abreviaturas e símbolos

$\frac{dX}{dt}$	taxa de geração de microrganismos (mg/L.d)
$\frac{dS}{dt}$	taxa de utilização do substrato (mg/L.d)
θ	tempo de detenção hidráulico (h)
θ_c	tempo de detenção celular ou idade do lodo (d)
θ_H	tempo de detenção hidráulico do reator (d)
μ	taxa de crescimento específico (h ⁻¹)
$\mu_{\max}$	taxa máxima de crescimento específico (h ⁻¹)
ABR	reator compartimentado anaeróbio
°C	grau centígrado
C ₅ H ₇ NO ₂	representação de novas células
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
d.	dia
DBO	demanda bioquímica de oxigênio (mg.L ⁻¹)

DBO _{sol}	demanda bioquímica de oxigênio realizada com substrato solúvel (mg.L ⁻¹)
DQO	demanda química de oxigênio (mg.L ⁻¹)
DQO _{remov}	demanda química de oxigênio removida (mg.L ⁻¹)
DQO _{sol}	demanda química de oxigênio realizada com substrato solúvel (mg.L ⁻¹)
eq.	equação
ETE	estação de tratamento de esgotos
h	hora
K	taxa máxima de utilização de substrato por unidade de massa de microrganismos
k _d	coeficiente de decaimento endógeno (d ⁻¹)
kg	quilograma
k _s	concentração de substrato para a qual a taxa de crescimento de microrganismos é metade da máxima (mg.L ⁻¹)
L	litro
m	unidade de massa
M.O.	matéria orgânica
mg	miligramas
mm	milímetros
N	nitrogênio
n.	número
N-NH ₃	nitrogênio amoniacal
N-NKT	nitrogênio total Kjeldahl
N-N _{total}	nitrogênio total
p.	página
Q	vazão de alimentação do reator (m ³ .h ⁻¹)
r ₃₀	taxa relativa de digestão a 30°C (mg.L ⁻¹ .d ⁻¹)
r _d	taxa de decrescimento endógeno (mg.L ⁻¹ .d ⁻¹)

r_g	taxa de crescimento bacteriano ($\text{mgL}^{-1}\text{d}^{-1}$)
r_{su}	taxa de utilização de substrato ($\text{mgL}^{-1}\text{d}^{-1}$)
r_t	taxa relativa de digestão à temperatura T ($\text{mgL}^{-1}\text{d}^{-1}$)
S	concentração de substrato (mg.L^{-1})
$S_0 - S$	concentração de substrato utilizada (mg.L^{-1})
SABESP	Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo
SANEPAR	Companhia de Saneamento do Estado do Paraná
SST	sólidos suspensos totais (mg.L^{-1})
SSV	sólidos suspensos voláteis (mg.L^{-1})
ST	sólidos totais (mg.L^{-1})
STV	sólidos totais voláteis (mg.L^{-1})
T	temperatura
t	unidade de tempo (d)
UASB	reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente
V	unidade de volume
v.	Volume
V_r	volume do reator (m^3)
X	concentração de microrganismos (mg.L^{-1})
Y	coeficiente de produção de biomassa ($\text{mgSSV.mgDQO}_{\text{remov}}^{-1}$)

Resumo

ZANELLA, Luciano. *Partida de um reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário*. Campinas, 1999. 137 p. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas.

O presente trabalho de pesquisa apresenta os resultados referentes à partida de um reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio em escala de protótipo, sem o uso de inóculo, tratando esgoto sanitário proveniente da rede pública de coleta. Com volume de $2,5 \text{ m}^3$, o reator, instalado no município de Limeira – SP., possui 4 câmaras, tendo a primeira 1 m^3 e as demais $0,5 \text{ m}^3$ cada, sendo a última câmara aeróbia. Após o reator foi instalado um decantador laminar com o objetivo de reter os sólidos que pudessem ser arrastados junto com o esgoto efluente ao reator. A opção por um sistema híbrido de tratamento visa a soma das vantagens e minimização das desvantagens relativas a cada um dos processos de tratamento. O processo de partida foi efetuado a partir de um tempo de detenção hidráulico de 30 horas, sendo este diminuído até 10 horas no final do trabalho. Mesmo não se obtendo a partida até o 150º dia de operação, o reator mostrou-se com boa eficiência de remoção de matéria orgânica, com uma remoção média de 72% para DQO (demanda química de oxigênio) e 76% para DBO (demanda bioquímica de oxigênio) e 62% para sólidos totais com tempo de detenção hidráulico de 10 horas. A presença da câmara aeróbia após as anaeróbias proporcionou a obtenção de um efluente com bom aspecto visual e menor odor que os processos puramente anaeróbios. Uma boa resistência a choques de pH, e capacidade de recuperação, pode ser observada no último mês de operação quando prováveis despejos industriais na rede de coleta pública fizeram o pH do esgoto afluente cair até pH menor que 2, mesmo tendo o pH das primeiras câmaras afetado, o pH efluente ao reator manteve-se em valores ao redor de 7,0.

Palavras chaves: Reator Compartimentado, Tratamento Anaeróbio, Tratamento Aeróbio, Esgoto Sanitário, Partida, Processos Híbridos, Choques.

1. Introdução

Os problemas com a poluição dos recursos naturais tem sua história ligada à evolução do modo de vida do ser humano.

Inicialmente vivendo em tribos nômades, os homens seguiam as práticas do extrativismo vegetal e caça. Quando os recursos de alimentação se esgotavam, as tribos mudavam de área, em busca de locais com mais alimentação, dando tempo para a recuperação da natureza na área de onde saíram.

Com o domínio da agricultura, o homem passa ao convívio em locais determinados, dando lentamente a origem às cidades. Essas aglomerações num mesmo lugar por muito tempo, aliadas à mudanças nos costumes humanos, como a agricultura e a industrialização, tem as suas desvantagens: causam uma maior degradação do meio e um acúmulo de resíduos, não permitindo à recuperação natural do local. Os rios passam a ser utilizados de maneiras antagônicas: tanto para retirada de água para consumo, como para “depósito” de resíduos orgânicos.

Em tempos de superpopulação mundial, onde recursos naturais como água potável e solo ficam cada vez mais escassos, a população deve se conscientizar dos problemas futuros que uma incorreta disposição dos resíduos gerados possa trazer. Trata-se de uma mudança no ponto central de referência ao redor do qual nascem todos os atos humanos: no lugar de “melhorias para o ser humano” deve-se ter “melhorias para a vida”, já que o homem não sobrevive isolado no planeta.

Essa conscientização deve englobar desenvolvimento de diversas áreas para que ocorram mudanças nos processos de produção e utilização de materiais menos poluentes para uma geração menor de resíduos e buscar alternativas para um melhor reaproveitamento e tratamento desses resíduos.

Enquanto novos materiais e processos não são desenvolvidos, deve-se promover o desenvolvimento e aprimoramento das técnicas de tratamento de resíduos. São várias as técnicas empregadas atualmente para tratamento de quase todo tipo de resíduo, seja ele sólido, líquido ou gasoso.

Os processos de tratamento de águas residuárias podem ser divididos em dois grupos principais: tratamentos físico-químicos e tratamento biológicos.

Os tratamentos físico-químicos utilizam-se de reações químicas, sem a participação de microrganismos, para a remoção de poluentes do meio líquido, normalmente seguidos por processos físicos, como a flotação ou a sedimentação. Na maioria das vezes é utilizado em águas residuárias dificilmente tratáveis biologicamente, já que seu custo é elevado e exige um controle rigoroso de operação. Entre outros, usualmente são tratados por processos físico-químicos os efluentes de processos de curtumes e da indústria petroquímica.

Já os tratamentos biológicos são adaptações otimizadas dos processos de estabilização de matéria orgânica que ocorrem naturalmente nos cursos d'água. Essa estabilização ocorre através da ação de diversos tipos de microrganismos que metabolizam a matéria orgânica gerando compostos mais simples que, dependendo do processo, podem ser CO_2 , NH_4 , etc.

Os tratamentos biológicos podem ser divididos em dois subgrupos: processos aeróbios – onde a degradação da matéria orgânica se realiza na presença de oxigênio dissolvido, e processos anaeróbios – onde a matéria orgânica é convertida em compostos mais simples na ausência de oxigênio dissolvido. Ambos os processos possuem suas vantagens e desvantagens e estão sendo muito estudados atualmente.

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

O conjunto de vantagens proporcionado pela união desses sistemas poderá ser de grande auxílio na manutenção da qualidade e da 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 híbrido anaeróbio/aeróbio composto por quatro câmaras, tratando esgoto sanitário.

A escolha da utilização de reator compartimentado deve-se ao fato de este tipo de reator ser de 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 $2,5 \text{ m}^3$. O lodo gerado pelo reator será capturado em um decantador laminar e recirculado para a primeira câmara com a finalidade de, além da manutenção de alta quantidade de biomassa ativa no sistema, proporcionar uma maior estabilização do lodo.

2. *Objetivos*

O presente trabalho tem como objetivos:

- Conceber, construir e avaliar um reator híbrido compartimentado anaeróbio/aeróbio visando a obtenção de efluente com alta qualidade e uma baixa produção de lodo;
- estudar a partida do reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio, sem a utilização de inóculo;
- verificar a influência da variação da carga orgânica na eficiência do processo de remoção de matéria orgânica, e
- avaliar a variação do tempo de detenção hidráulico, durante o processo de partida do reator compartimentado híbrido.

3. Revisão Bibliográfica

A presente revisão tem como objetivos mostrar sucintamente alguns aspectos relevantes à melhor compreensão do trabalho desenvolvido, sendo composta por itens relacionados a processos anaeróbios e aeróbios.

Trabalhos que abordem sistemas de tratamento de águas residuárias híbridos (aeróbio e anaeróbio) com reatores não convencionais são poucos na literatura disponível, ficando, em sua maior parte, restritos a justaposição de reatores, tendo o sistema anaeróbio a função de pré tratamento.

Serão abordados neste capítulo aspectos sobre o funcionamento de reatores anaeróbios e aeróbios separadamente, as vantagens de sua integração, bem como alguns aspectos gerais como:

- Microbiologia e Bioquímica;
- Cinética, e;
- Requisitos Ambientais.

3.1. Processos Anaeróbios

Os processos anaeróbios são processos biológicos naturais fundamentados na estabilização da matéria orgânica biodegradável por meio de diversos grupos de bactérias atuando conjuntamente na ausência de oxigênio dissolvido.

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

A estabilização da matéria orgânica pelos processos anaeróbios tem como principais produtos: o biogás, formado principalmente por metano (CH_4) e gás carbônico (CO_2); e uma pequena parcela é convertida em biomassa, resultando numa baixa produção de lodo, podendo, segundo FORESTI (1994), ser estimada em 20% da produção apresentada por processos aeróbios convencionais. O material não estabilizado deixa o reator junto com o efluente, estando numa faixa de 10% a 30% da matéria orgânica presente no afluente (CHERNICHARO, 1997).

Mesmo tendo apenas dois principais produtos finais, as reações que compõe o processo de digestão anaeróbio são numerosas e complexas, produzindo muitos produtos intermediários como poderá ser notado nos itens subseqüentes relativos à microbiologia e bioquímica do processo anaeróbio.

3.1.1. Microbiologia e Bioquímica

As diversas etapas envolvidas na estabilização da matéria orgânica inicial são realizadas por grupos distintos de bactérias, mas que são intimamente 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. Portanto, o que ocorre é uma associação sintrófica de diversos tipos de bactérias

onde, se uma das reações metabólicas é interrompida ou não se processa a taxas adequadas, todas as outras são comprometidas (FORESTI, 1987).

De maneira simplificada, segundo CHERNICHARO (1997) pode-se dividir o processo de digestão anaeróbia em quatro fases como esquematizado na figura 3.1. As principais fases são: **Hidrólise**, **Acidogênese**, **Acetogênese** e **Metanogênese**.

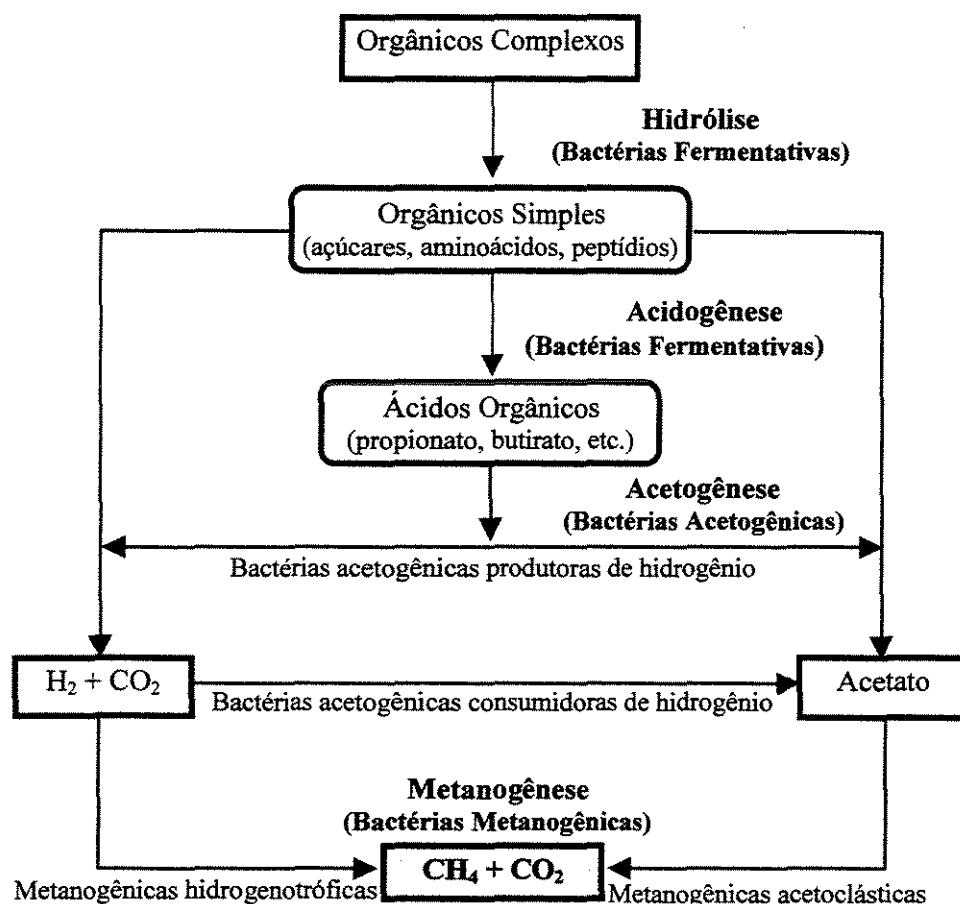


Figura 3.1.: Sequências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na sequência metabólica
Fonte: CHERNICHARO, 1997

Segundo GUJER & ZEHNDER (1983), englobando as quatro fases pode-se distinguir seis processos diferentes:

- Hidrólise de biopolímeros;
 - Hidrólise de proteínas;
 - Hidrólise de lipídeos;
 - Hidrólise de carboidratos;
- Fermentação de aminoácidos e açúcares;
- Oxidação anaeróbia de ácidos graxos de cadeias longas e álcoois;
- Oxidação anaeróbia de produtos intermediários como ácidos voláteis com exceção do acetato;
- Conversão de acetato em metano;
- Conversão de hidrogênio em metano.

Cada fase pode ser descrita como:

Hidrólise: é a fase onde ocorre a conversão dos biopolímeros (materiais particulados complexos) em materiais dissolvidos, mais simples, através de exoenzimas excretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas.

Vários fatores podem afetar o grau e a taxa com que o substrato é hidrolisado (LETTINGA et al., 1996 apud CHERNICHARO, 1997):

- temperatura inicial do reator;
- tempo de residência do substrato no reator;
- composição do substrato;
- tamanho das partículas;
- pH do meio;
- concentração de $\text{NH}_4^+ \text{-N}$;
- Concentração de produtos da hidrólise (ácidos voláteis, por exemplo).

Essa fase pode ser uma fase limitante no processo como um todo, pois alguns polímeros, como celulose, amido e algumas proteínas podem ser de difícil hidrólise, retardando ou impedindo as etapas subsequentes (POVINELLI 1994).

Acidogênese: realizada pelas Bactérias Fermentativas Acidogênicas, consiste na metabolização dos compostos oriundos da hidrólise no interior das células, tendo como produto ácidos graxos voláteis, hidrogênio, gás carbônico, amônia, entre outros. Diversos tipos de bactérias participam das reações, como as das espécies *Clostridium* e *Bacteroids*.

Acetogênese: consiste na metabolização dos produtos gerados na fase acidogênica pelas bactérias acetogênicas, tendo como produtos: acetato, dióxido de carbono e hidrogênio, que servirão como substrato às bactérias metanogênicas. Essa fase é influenciada pela pressão parcial de hidrogênio no meio, já que durante o processo de formação dos ácidos acético e propiônico, uma grande quantidade de hidrogênio livre é formada, fazendo com que o pH no meio aquoso decresça.

Metanogênese: é a etapa final, de maior interesse e normalmente limitante nos processos de digestão anaeróbia, já que as bactérias metanogênicas tem um tempo de duplicação mais lento que as acidogênicas. Consiste na formação de metano através de um número limitado de compostos como: ácido acético, hidrogênio/dióxido de carbono, ácido fórmico, metanol, metilaminas e monóxido de carbono (CHERNICHARO, 1997). Essas reações são realizadas por dois grupos principais de bactérias:

- **Metanogênicas Acetoclásticas:** são as bactérias utilizadoras de acetato. São as predominantes no processo de digestão anaeróbio, responsáveis por cerca de 60 a 70% da produção de metano (CHERNICHARO, 1997). Os principais gêneros de bactérias envolvidos são: *Metanosaeta* e *Metanosarcina*. Segundo MOSEY (1983) a principal reação realizada por esse grupo de bactérias é:



- **Metanogênicas hidrogenotróficas:** produzem metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono. Os gêneros mais comumente encontrados são: *Metanobacterium*, *Metanospirillum* e *Metanobrevibacter*. Segundo MOSEY (1983) a principal reação realizada por esse grupo de bactérias é:



Como pode ser notado, a formação de metano depende da existência de diversas populações bacterianas com funções metabólicas distintas, e em proporções adequadas à manutenção do fluxo de substrato e energia (FORESTI, 1987).

3.1.2. Cinética

Os processos anaeróbios podem ser utilizados no tratamento de diversos tipos de águas residuárias, incluindo algumas não facilmente estabilizadas por forma aeróbia.

Segundo METCALF & EDDY (1991), a maioria das bactérias se reproduz por fissão binária, onde um microrganismo 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. São nesses princípios que se baseia a modelação matemática clássica da cinética de degradação biológica, desenvolvida para processos anaeróbios, bem como a desenvolvida para processos aeróbios.

Devido ao grande número de grupos bacterianos presentes nos processos anaeróbios, bem como da enorme quantidade de substratos e subprodutos envolvidos, torna-se difícil a equacionalização dos processos de conversão, embora, o conhecimento dos parâmetros cinéticos seja de fundamental importância para um adequado e eficiente projeto de reatores anaeróbios.

São dois os principais parâmetros cinéticos que formam a base de todos os modelos:

- a concentração de substrato, e;
- a concentração de microorganismos.

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

- hidrólise de orgânicos complexos;
- produção de ácidos, e;
- produção de metano.

3.1.2.1. Cinética de Crescimento Biológico

Como dito anteriormente, devido ao grande número de espécies de bactérias envolvidas, somente é possível, através de modelos matemáticos relativamente simples, uma descrição aproximada da cinética de crescimento biológico para processos anaeróbios.

A produção líquida de sólidos (levando-se em conta a produção total de microorganismos e a taxa de decaimento endógeno) pode ser expressa como:

$$\frac{dX}{dt} = Y \cdot \frac{dS}{dt} - K_d \cdot X \quad (\text{eq.3})$$

onde:

$\frac{dX}{dt}$ - taxa de geração de microrganismos (mg/L.d);

X - concentração de microrganismos (mg/L);

Y - coeficiente de produção de biomassa (mgSSV/mgDQO_{remov});

S - concentração de substrato (mg/L);

K_d - coeficiente de respiração endógena (d⁻¹);

t - tempo (d).

Segundo LAWRENCE & McCARTY (1969), como as culturas presentes nos processos anaeróbios são mistas, isto é, formadas por vários tipos de bactérias, a dinâmica gerada pelo equilíbrio dessas populações pode causar flutuações periódicas no estado de equilíbrio do processo, tornando o equacionamento muito difícil.

3.1.2.2. Taxa de Utilização de Substrato

Indica a capacidade de metabolização do substrato pela biomassa em relação ao tempo. Pode ser expressa como:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{1}{Y} \cdot \frac{dX}{dt} \quad (\text{eq. 4})$$

onde:

Y - coeficiente de produção de biomassa (mgSSV/mgDQO_{remov});

$\frac{dS}{dt}$ - taxa de utilização do substrato (mg/L.d);

$\frac{dX}{dt}$ - taxa de geração de microrganismos (mg/L.d).

3.1.2.3. Tempo de Detenção Hidráulico e Celular

O tempo de detenção hidráulico, em reatores onde o volume de líquido de entrada é o mesmo da saída, pode ser descrito como:

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (\text{eq. 5})$$

onde:

θ - tempo de detenção hidráulico (h);

V - volume do reator (m^3);

Q - vazão do líquido (m^3/h).

O tempo de detenção celular varia conforme características hidráulicas de cada reator. De um modo geral pode ser definido como:

$$\theta_c = \frac{\text{massa de sólidos no sistema}}{\text{massa de sólidos retirada do sistema por unidade de tempo}} \quad (\text{eq. 6})$$

tem-se, matematicamente:

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{V \cdot \frac{dX}{dt}} \quad (\text{eq. 7})$$

onde:

θ_c - tempo de detenção celular ou idade do lodo (d).

Em sistemas sem retenção de sólidos tem-se $\theta = \theta_C$, enquanto que para sistemas com retenção de sólido tem-se $\theta < \theta_C$.

3.1.3. Requisitos Ambientais

O equilíbrio dos processos anaeróbios depende de uma série de fatores ambientais, como alguns nutrientes que em pequenas concentrações são necessários e em concentrações maiores são extremamente tóxicos aos microrganismos, exercendo uma função seletiva ou podendo levá-los até mesmo à morte.

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 microrganismos não possuem um meio de controlar a sua temperatura, dependendo exclusivamente do meio onde estão (CHERNICHARO, 1997).

A grande parte dos autores associa três faixas de temperaturas aos processos anaeróbios (LETTINGA et al, 1996, CHERNICHARO, 1997):

psicrofílica - entre 0 e 20°C;

mesofílica - entre 20 e 45°C, e;

termofílica - entre 45 e 70°C.

Para cada uma das faixas, pode-se determinar uma temperatura mínima, uma temperatura máxima e uma temperatura ótima (CHERNICHARO, 1997):

- temperatura mínima: abaixo da qual o crescimento não é possível;
- temperatura máxima: acima da qual o crescimento também não é possível;
- temperatura ótima: temperatura onde o crescimento é máximo.

A taxa de crescimento, que é praticamente nula em temperaturas próximas da temperatura mínima, cresce exponencialmente até a temperatura ótima e então decresce até valores próximos de zero em temperaturas tendendo à máxima.

Para o crescimento das bactérias metanogênicas e para a ótima taxa de formação de metano, duas faixas são normalmente citadas na literatura:

- entre 30 e 35°C, na faixa mesofílica, e;
- entre 50 e 55°C, na faixa termofílica.

Segundo Van HANDEL e LEITTINGA (1994), para temperaturas abaixo de 30°C, a taxa máxima de digestão anaeróbia decresce 11% por °C. A taxa relativa de digestão torna-se:

$$r_t = r_{30} \cdot (1,11)^{(T-30)} \quad (\text{eq. 8})$$

onde:

r_t - taxa relativa de digestão à temperatura T;

r_{30} - taxa relativa de digestão a 30°C, e;

T - temperatura de digestão (<30°C).

b) pH:

As bactérias envolvidas nos processos anaeróbios, principalmente as produtoras de metano, são bastante sensíveis às mudanças de pH. É relatada na literatura uma estreita faixa ótima de atuação para as bactérias metanogênicas entre 6,8 e 7,2; embora o metano possa ser obtido numa faixa mais ampla, entre pH 6,0 e 8,0.

O efeito do pH sobre o processo se dá de duas formas distintas, LETTINGA et al (1996, apud CHERNICHARO, 1997):

- diretamente: afetando, por exemplo, a atividade de algumas enzimas, e;
- indiretamente: afetando a toxicidade de um grande número de compostos.

Nos processos anaeróbios os dois principais fatores que afetam o pH são o ácido carbônico e os ácidos voláteis, sendo que a capacidade de tamponamento (resistência às mudanças de pH) do sistema para os valores de pH normalmente utilizados dependem da interação gás carbônico/alcalinidade (CHERNICHARO, 1997).

A alcalinidade pode ser gerada no sistema através da digestão de compostos como ácidos graxos intermediários, proteínas e aminoácidos que produzem cátions dando origem a bicarbonatos como os de sódio e amônia entre outros.

c) Nutrientes:

O esgoto doméstico normalmente possui nutrientes em quantidades adequadas para o bom funcionamento dos reatores que empregam sistemas de tratamento anaeróbios. Maior atenção, entretanto, é necessária a sistemas anaeróbios tratando esgotos industriais; alguns desses resíduos não contêm todos os elementos em quantidade necessária ao bom desenvolvimento das bactérias, podendo levar o sistema como um todo ao colapso. Nesse caso, os nutrientes devem

ser introduzidos no sistema artificialmente ou deve-se proporcionar menores cargas orgânicas ao sistema, permitindo que este trabalhe com uma eficiência menor.

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 à complexidade de se determinar a composição celular, usa-se uma composição empírica das células na determinação dos requisitos nutricionais.

Outro modo de determinação dos requisitos nutricionais, segundo FORESTI (1987) é através do estudo de culturas puras, embora estes estudos também tenham a sua limitação já que o comportamento de bactérias em culturas puras pode não oferecer respostas corretas.

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

- Nitrogênio: é o nutriente requerido em maiores concentrações. Suas principais fontes são a amônia e o nitrogênio orgânico liberado durante a degradação do substrato. As seguintes relações, em massa, podem ser utilizadas (LETTINGA et al, 1996 apud CHERNICHARO, 1997):

- biomassa com baixo coeficiente de produção celular

$$\text{DQO} : \text{N} : \text{P} = 1000 : 5 : 1$$

$$\text{C} : \text{N} : \text{P} = 330 : 5 : 1$$

- biomassa com elevado coeficiente de produção celular

$$\text{DQO} : \text{N} : \text{P} = 350 : 5 : 1$$

$$\text{C} : \text{N} : \text{P} = 130 : 5 : 1$$

- Fósforo: exige taxas entre 1/5 e 1/7 daquelas exigidas normalmente para o nitrogênio. O ortofosfato inorgânico pode ser utilizado como fonte de fósforo pela maioria das bactérias;
- Enxofre: a maioria das bactérias pode utilizar como fonte de enxofre o sulfeto. As necessidades são da mesma ordem de magnitude do fósforo.

Por ser um grupo com características totalmente próprias, as bactérias metanogênicas necessitam de alguns micronutrientes especiais como: ferro, molibdênio, cobalto, níquel, selênio e tungstênio (FORESTI, 1987). Esses micronutrientes devem se encontrar em formas que garantam a sua utilização pelas bactérias, isto é, em solução e biodisponíveis.

d) Toxicidade:

As bactérias metanogênicas são consideradas como sendo as mais sensíveis à toxicidade entre todos os microrganismos presentes no processo de conversão de compostos orgânicos em metano (SPEECE, 1983a).

Alguns dos compostos tóxicos que podem ser encontrados em grande parte das águas residuárias são:

- metais pesados;
- amônia;
- sulfeto;
- compostos farmacológicos;
- detergentes e desinfetantes;
- solventes, e;
- compostos químicos secundários formados nos processos de preparação alimentícia.

Um dos fatores que interferem na toxicidade de determinados compostos é a concentração desses compostos no meio. Mudanças nas concentrações podem ocasionar a mudança de um composto de tóxico para biodegradável.

Em muitos casos, pode-se notar a adaptação das bactérias e até posterior degradação desses compostos e reversão dos efeitos tóxicos (PARKIN & SPEECE, 1982, apud SPEECE, 1983a; FORESTI, 1987).

PAULA JR. & FORESTI (1993-b) realizaram um experimento utilizando um reator UASB tratando um substrato sintético onde concentrações crescentes de sulfeto foram adicionadas com o decorrer do tempo; obtiveram uma boa adaptação da biomassa que teve o processo de inibição iniciado com concentrações de 150 mg S.L^{-1} , valor superior ao valor de colapso do reator indicado na literatura. A concentração foi aumentada até 500 mg.L^{-1} sem haver o colapso do reator.

Para os efeitos da toxicidade serem minimizados, é sugerida a utilização de reatores com elevados tempos de retenção celular, o que possibilitaria uma melhor adaptação dos microrganismos aos compostos.

McCARTY (1964, apud CHERNICHARO, 1997) sugere os seguintes métodos de controle de toxicidade:

- remoção dos materiais tóxicos presentes no esgoto;
- diluição abaixo do nível de toxicidade;
- formação de compostos insolúveis ou precipitados, e;
- antagonização da toxicidade através do uso de outro composto.

3.1.4 – Sistemas Anaeróbios de Tratamento

Inicialmente deve-se distinguir dois tipos de sistemas anaeróbios de tratamento de águas residuárias: os sistemas convencionais e os sistemas de alta taxa.

A grande diferença entre estes dois grupos de reatores é basicamente a carga orgânica que pode ser tratada. Os sistemas convencionais devem ser operados com baixas cargas orgânicas volumétricas. Já os sistemas de alta taxa podem ser operados com cargas orgânicas volumétricas

mais altas por possuírem mecanismos de retenção de grandes quantidades de biomassa ativa no seu interior, reduzindo assim, o tempo de detenção hidráulico.

Como sistemas convencionas podem ser citados os digestores de lodo, tanques sépticos e as 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.

a) Filtros Biológicos Anaeróbios:

As primeiras pesquisas com reatores não convencionais utilizaram-se de filtros anaeróbios - reatores com fluxo ascendente, preenchidos com material inerte (brita, anéis plásticos, bambu, entre outros) que serve como suporte à biomassa que pode ficar aderida ao material suporte ou retida em seus interstícios. O tratamento ocorre principalmente devido à ação biológica e não devido à filtração como o nome sugere. Com o fluxo ascendente, problemas, como a recirculação e a sedimentação da biomassa, são eliminados (POVINELLI, 1994).

Segundo CAMPOS (1994), os filtros biológicos anaeróbios, em boas condições de funcionamento, não necessitam de decantadores secundários, por ser bastante baixo o teor de sólidos no efluente.

Resultados obtidos no tratamento de efluentes de uma agroindústria de conservas alimentícias utilizando filtro anaeróbio mostram bons resultados: remoção de DBO superior a 80% para taxa de carregamento orgânico de até 1,0 kg DQO/m³.dia e tempo de detenção de 16 horas e foi comprovada a capacidade do filtro anaeróbio de tratar águas residuárias com baixas concentrações de DQO, entre 60 e 600 mg/L (PAULA JR & FORESTI, 1993c).

b) Reatores de Leito Fluidificado/Expandido:

Os reatores de leito fluidificado ou expandido surgem como opção para a eliminação dos problemas de difusão de substrato apresentado pelo filtros anaeróbios, que com o passar do tempo, podem ter seus interstícios entupidos, originando caminhos preferenciais. Esses reatores consistem de uma coluna vertical, preenchida com material particulado (areia, casca de coco, cascalho, antracito, PVC, etc.) recoberto de uma camada de biofilme de espessura muito reduzida (POVINELLI, 1994, CHERNICHARO, 1997). Através de um fluxo hidráulico ascendente com velocidade controlada, as partículas são mantidas em constante movimento, evitando contudo, seu arraste. É um sistema que possui alta superfície específica disponível para o crescimento biológico, baixo tempo de detenção hidráulico (poucas horas), possibilita o tratamento de despejos com baixas e altas concentrações de DBO, mas é de difícil operação e possui um alto consumo de energia elétrica para manter o leito expandido.

O que diferencia o reator de leito expandido do reator de leito fluidificado é o grau de expansão do volume do material de recheio. Enquanto no reator de leito expandido o volume do recheio é aumentado entre 5 e 20%, no reator de leito fluidificado essa expansão varia geralmente entre 30 e 100% (CHERNICHARO, 1997).

Resultados obtidos por PAULA JR (1994) com um reator de leito fluidificado tratando águas residuárias de uma indústria de conservas alimentícias em São Carlos, mostram uma eficiência de remoção de DQO superior a 70% para um tempo de detenção de 3 horas.

Mais recentemente, as pesquisas estão se voltando aos reatores de leito fluidificado com grânulos biológicos. Esse reator tem por objetivos a eliminação dos meios de suporte para os microrganismos, usando em seu lugar grânulos biológicos, que tem uma massa adequada ao processo e uma maior população de microrganismos ativos. Esse tipo de reator possui como desvantagens, assim como o reator de leito fluidificado/expandido, um difícil controle operacional, tendo seu uso restrito a escalas de laboratório.

c) Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo e de Fluxo Ascendente:

Conhecidos como reatores UASB (upflow anaerobic sludge blanket), desenvolvidos e aplicados inicialmente na Holanda, são os reatores anaeróbios de alta taxa mais utilizados atualmente.

São utilizados tanto para tratamento de esgoto doméstico quanto industrial, onde destacam-se: produção e processamento de álcool, aminoácidos e vegetais e proteínas animais, açúcar, batata, alimentos, cerveja, vinho, laticínios, fermentos e refrigerantes (PAULA JR. & FORESTI, 1993a)

Seu funcionamento baseia-se no crescimento de microorganismos dispersos que, devido às características hidráulicas, se concentram principalmente nas camadas mais inferiores do reator. A mistura se dá devido às bolhas de gás formadas no processo de digestão anaeróbia e ao fluxo ascendente do efluente por entre a manta de lodo.

Uma das características marcantes dessa concepção de reator é o separador de fases gás/líquido/sólido, estrutura localizada na parte superior do reator que promove a separação do gás, criando uma área adequada para a ocorrência da sedimentação de sólidos que escapam da manta de lodo, permitindo que estes retornem à câmara de digestão.

A biomassa dispersa pode-se apresentar sob duas formas principais: flocos ou grânulos, dependendo das condições operacionais dos reatores, bem como das características do efluente tratado. Segundo McCARTY & SMITH (1986), o lodo granular, formado por partículas quase esféricas de diâmetro entre 1 e 5 mm constituídas de uma densa aglomeração de vários tipos de microorganismos, é o grande responsável pelas altas taxas de decomposição de matéria orgânica por unidade de volume conseguidos nesse tipo de reator.

PAULA JR (1994) utilizando um reator híbrido UASB/Filtro Anaeróbio no tratamento de águas residuárias de uma indústria de conservas alimentícias com taxas de carregamento orgânico da ordem de $1,2 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{dia}$ e tempo de detenção hidráulico de 6 horas, obteve remoção de DQO superior a 80%.

Pesquisas mais recentes procuram meios de reduzir custos ou mesmo de abolir a utilização dos separadores de fase gás/líquido/sólido nos reatores UASB sem prejudicar a sua eficiência. Como opção tem-se os reatores anaeróbios compartimentados (POVINELLI, 1994).

d) Reatores Anaeróbios Compartimentados:

Conhecidos como ABR (anaerobic baffled reactor), foram propostos pela primeira vez em 1982 por Bachmann e colaboradores na Primeira Conferência Internacional de Processos Biológicos de Filme Fixo (NOUR, 1996).

Assim como os reatores UASB, os reatores compartimentados são capazes de tratar desde águas com altas cargas volumétricas, da ordem de 6 a 20 kg DQO/m³dia, até resíduos líquidos industriais com cargas bem mais baixas (McCARTY & SMITH, 1986) devido a grande capacidade de retenção de biomassa.

Os reatores compartimentados são unidades que dispõem de diversas chicanas verticais ou câmaras, que fazem com que a água residuária se movimente através de regiões com grandes quantidades de microrganismos ativos que se concentram junto ao fundo do reator. A maneira de retenção de biomassa proposta por essa concepção de reator é muito simples, diminuindo os custos com material de enchimento ou dispositivos de separação de fases. A grosso modo pode ser encarado como uma sucessão de reatores UASB em série, sem os mecanismos de separação de fases e, de acordo com BACKMANN et al (1985), não necessitando de granulação do lodo para sua operação.

Segundo BOOPATHY & TILCHE (1992 apud BARBER & STUCKEY 1999), estudos de atividade bacteriana realizados com um reator compartimentado híbrido de 3 câmaras mostram que pelo menos 85% das bactérias ativas de cada compartimento localizam-se no fundo da câmara, e na primeira câmara esse número sobe para 92%. Já estudos realizados por BOOPATHY & SIEVERS (1991 apud BARBER & STUCKEY, 1999) apontam que uma câmara

inicial de maior volume em reatores compartimentados provoca uma ação natural de filtração do esgoto reduzindo a perda de sólidos por arraste, devido às menores velocidades ascensionais de líquido e gás nessa câmara.

Algumas das vantagens desse tipo de reator enumeradas na literatura (BACHMANN et al., 1985; BOOPATHY & TILCHE, 1991; POVINELLI, 1994; NOUR, 1996; CHERNICHARO, 1997; BARBER & STUCKEY, 1999) são:

- desenho simples;
- isento de partes móveis;
- ausência de separador de fases;
- elevado volume útil;
- ausência de mecanismos de mistura;
- baixo consumo de energia elétrica;
- não utilização de equipamentos onerosos;
- propício à formação de grânulos;
- tempo de detenção hidráulico relativamente baixo;
- alta capacidade de retenção de sólidos biológicos ativos;
- retenção de biomassa sem o uso de meio fixo
- obtenção de ótimo desempenho mesmo com lodo não granular;
- pequena necessidade de descarte de lodo;
- podem suportar efluentes com baixas e altas cargas de DBO;
- possuem elevada estabilidade e reabilitação a choques orgânicos e hidráulicos;
- podem funcionar a baixas temperaturas (13°C);
- a sequência ascendente/descendente de escoamentos reduz a lavagem da biomassa;
- podem apresentar remoção de DBO até 95%;
- possibilidade de operação intermitente, etc.

Algumas das desvantagens, enumeradas na literatura são:

- produção de efluente com baixa qualidade visual;
- produção de odores;
- necessidade de pós tratamento;
- partida lenta;
- efluente com baixa quantidade de oxigênio dissolvido;
- remoção insatisfatória de nitrogênio, fósforo e organismos patogênicos; etc.

Alguns resultados encontrados na literatura mostram um bom desempenho dos reatores compartimentados no tratamento de diversos tipos de águas residuárias.

BOOPHATY & TILCHE (1991) estudaram a utilização de reator anaeróbio compartimentado híbrido no tratamento de melaço de açúcar de beterraba com uma taxa de 4,33 kg DQO/ m³ dia, chegando a remoções de 89% de DBO.

POVINELLI (1994) e NOUR (1996) estudaram o comportamento do reator compartimentado no tratamento de esgotos domésticos. Foi utilizado um reator de 3 câmaras seguidos por um filtro de pedras com volume total de aproximadamente 11m³. A partida do reator se deu em 200 dias, sem o uso de inóculo. Os resultados obtidos foram: remoção de DQO: 29,7 a 75,9%, remoção de DBO: 29,0 a 86,31%. A grande faixa de valores obtidos deve-se à variação do tempo de detenção hidráulico entre 12 e 8 horas e ao processo de partida do reator.

CLARETO (1997) obteve, para o tratamento de chorume, índices de remoção de DQO nunca inferiores a 75%, chegando a 88% de remoção de DQO e 86% de remoção de ácidos voláteis com tempo de detenção de 5 dias. O estudo mostrou que a maior parte da remoção de DBO, DQO e sólidos totais foi realizada pela primeira câmara do reator.

DAMASCENO (1996), em um estudo sobre remoção de metais pesados em sistemas de esgotos sanitários utilizando reator compartimentado concluiu que pela grande movimentação de sólidos que ocorre no interior das câmaras, dificilmente um reator compartimentado tratando

esgotos domésticos terá seu processo inibido por acúmulo de metais pesados no lodo. Por outro lado isso mostra uma deficiente remoção de metais pelo reator compartimentado anaeróbio.

NACHAIYASIT & STUCKEY (1997a, 1997b) estudaram a capacidade de recuperação de reatores ABR em relação a choques orgânicos e hidráulicos. Trabalhando em escala de laboratório, com reatores compartimentados anaeróbios de oito câmaras tratando esgoto sintético, concluíram que os reatores compartimentados anaeróbios são formados por três zonas gerais: acidificação, produção de metano e zona tampão (*buffer zone*). Em caso de choque orgânico a zona tampão é capaz de absorver a sobrecarga e manter o desempenho do reator até a volta aos níveis normais ou até o desenvolvimento de um novo equilíbrio. Ressalta-se também a colaboração do desenho de reator compartimentado na minimização de efeitos de choques, já que, devido às diversas câmaras, somente pequenas porções da biomassa são expostas aos choques ao mesmo tempo. Com um reator semelhante, com tempo de detenção hidráulico de uma hora, que recebeu um choque hidráulico tendo o tempo de detenção aumentado para três horas, foi verificado o retorno à operação normal depois de 9 horas de cessado o choque, indicando uma rápida retomada de operação.

Até o presente momento, o único reator compartimentado, tratando esgotos domésticos, em escala real construído no Brasil, localiza-se na cidade de Cosmópolis – SP., projetado para uma vazão máxima de $4.800 \text{ m}^3/\text{dia}$ correspondendo aproximadamente á uma população de 24.000 habitantes (BARROS & CAMPOS, 1992).

Uma nova concepção de reator compartimentado foi desenvolvida por SKIADAS & LYBERATOS (1998). Chamado de Periodic Anaerobic Baffled Reactor (PABR), consiste de dois cilindros concêntricos de diâmetros diferentes e pode ser operado como um reator compartimentado anaeróbio ou como um reator UASB. O espaço entre os cilindros é dividido em 4 câmaras como em reatores compartimentados convencionais, e, cada câmara, possui uma chicana. O esgoto distribuído através do cilindro interno, é introduzido pela parte de cima de uma câmara; através de movimento descendente passa pela chicana e, por movimento ascendente chega à entrada da segunda câmara onde o percurso se repete. Por meio de um sistema de válvulas colocados no cilindro central a câmara de entrada e saída do reator podem ser variadas. Portanto, não se variando a entrada do esgoto, o PABR funciona como um reator

compartimentado anaeróbio de quatro câmaras. Variando-se a câmara de entrada com uma frequência bastante alta, o PABR comporta-se como um reator UASB com volume total equivalente ao volume das quatro câmaras, otimizado para o tratamento de afluentes com altas cargas orgânicas.

3.1.5. Tratamento Anaeróbio no Brasil

Não se encontra um número exato na literatura relativo à quantidade de reatores anaeróbios instalados no Brasil, sendo os números apresentados bastante divergentes. Em um aspecto todos concordam: os reatores tipo UASB são os mais empregados seguidos por lagoas e filtros anaeróbios.

Em levantamentos realizados até 1994, BORZACCONI & LÓPEZ (1994) indicam um total de 396 reatores anaeróbios construídos na América Latina possuindo um volume total de 394.421 m³. Desse resultado estão descontados as lagoas e os reatores construídos pela Companhia de Saneamento do Paraná - SANEPAR, no Brasil, pois a experiência realizada por esse órgão, que construiu 186 reatores entre 1980 e 1994, é um caso aparte na região. Quanto ao tipo de reatores, 92,7% são de reatores tipo UASB, em segundo lugar, com 4,8%, estão os filtros anaeróbios. O Brasil responderia por um número de 319 reatores do total levantado com um volume total de 197.400m³.

HIRATA (1994) registra, até abril de 1994, um total de 126 reatores anaeróbios no Brasil operando com afluentes industriais, dos quais 85% empregam reatores UASB. Destacam-se na utilização de reatores anaeróbios as indústrias de cerveja/refrigerante, seguida pela indústria de laticínios.

Segundo VIEIRA (1994) encontravam-se em operação no Brasil, incluindo-se os reatores da SANEPAR, 200 reatores anaeróbios tratando esgoto domésticos, dos quais 186 encontravam-se no Paraná, seguido por São Paulo, com 7 reatores.

Mesmo não sendo possível uma estimativa precisa, acredita-se que nos últimos quatro anos muitos reatores anaeróbios foram instalados. Dados mais recentes (SAVELLI, 1998) indicam que somente a Companhia de Saneamento do Paraná – SANEPAR – possui mais de 300 reatores anaeróbios instalados por todo o território paranaense e estão em início de operação diversas grandes ETEs baseadas em processos anaeróbios em todo o território nacional (Araras, SP para 135.000 habitantes; Piracicaba, SP para 100.000 habitantes; Belém, PA; Ubatuba, SP; Blumenau, SC; Maringá, PR para 400.00 habitantes; Londrina, PR; etc).

3.2. Processos Aeróbios

Amplamente utilizados, os processos aeróbios tem como principal característica, como o próprio nome já diz, a estabilização da matéria orgânica biodegradável presente nas águas residuárias através de diversos grupos de bactérias na presença de oxigênio dissolvido.

São utilizados para tratar uma enorme variedade de compostos e tipos de resíduos, seja doméstico ou industriais. Os produtos finais da estabilização são CO_2 e matéria orgânica na forma de biomassa (lodo).

Segundo SILVA (1993), existem três formas básicas de se fornecer o oxigênio para um ambiente líquido através do ar atmosférico: aumentando a superfície líquida em relação ao seu volume proporcionando uma maior área de contato do líquido com o ar, como utilizado com lagoas aeróbias e facultativas; promovendo agitação (turbulência) no meio líquido para possibilitar uma constante troca da película superficial que fica em contato com o ar, e o borbulhamento de ar por entre o meio líquido.

Compreendem diversas configurações como: filtros aeróbios (que utilizam a primeira das alternativas de aeração), reatores aeróbios de disco rotativo (que utilizam a segunda das possibilidades de aeração), reatores aeróbios de leito fluidificado, processos de lodos ativados, reatores aeróbios de leito expandido, entre outros.

Entre todos os processos aeróbios destaca-se o processo de lodos ativados, ao qual será dada maior ênfase. Desenvolvido na Inglaterra em 1914 por Arden e Lockett, consiste, basicamente, na utilização de biomassa ativa em constante aeração e mistura com o efluente para a estabilização da matéria orgânica. O processo como um todo consiste de um tanque de aeração e um decantador secundário, onde a matéria sólida é retida e, então, recirculada para o tanque de aeração. Essa recirculação é promovida para possibilitar um grande número de bactérias ativas no tanque de aeração. É um processo mundialmente utilizado, principalmente onde não há uma disponibilidade muito grande de áreas para serem utilizadas.

A biomassa formada em condições normais de operação possui característica flocular, que se deve ao fato de as bactérias possuírem uma matriz gelatinosa que possibilita a aglutinação de mais de uma bactéria em um mesmo floco, sendo, portanto, facilmente decantável possibilitando um efluente com baixa quantidade de sólidos suspensos e bom aspecto.

Os processos aeróbios, mais simples, tem os aspectos microbiológicos e bioquímicos mais bem elucidados que os sistemas anaeróbios, mais complexos, como será visto adiante.

3.2.1. Microbiologia

Em sistemas de tratamento de águas residuárias por processos aeróbios somente a microfauna é encontrada por dois motivos principais:

- Devido à turbidez das águas, a luz solar não penetra no meio líquido evitando o aparecimento de algas, e;
- Devido à constante agitação e turbulência, ocorre a ausência de organismos maiores.

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

A determinação precisa de todas as espécies presentes nos processos aeróbios se torna difícil devido ao seu grande número, sendo feita somente uma contagem simplificada da microfauna arranjada em classes ou grandes grupos.

A seguir serão abordadas algumas das principais características dos principais grupos de microrganismos presentes nos processos aeróbios.

3.2.1.1. Grupos de Microrganismos Envolvidos

a) Bactérias

Ocupam um papel com uma enorme importância ecológica em todos os ecossistemas, sendo os principais seres responsáveis pela decomposição da matéria orgânica dissolvida.

São seres unicelulares, que, geralmente, se reproduzem por fissão binária, embora algumas possam fazê-lo por brotamento ou sexuadamente. Apresentam-se sob diversas formas (bastões, cocos, espiraladas, filamentosas, etc.) e podem estar isoladas ou formando colônias. Possuem diversas formas de nutrição (COLETTI, 1997; SILVA, 1993) : autótrofas sintetizantes (*Thiorhodaceas*), autótrofas quimiossintetizantes (*Nitrosomonas*), ou heterotótrofas (*Zooglea*); podendo ainda ser aeróbias ou facultativas.

Segundo COLETTI, 1997, em um sistema de lodos ativados operando adequadamente, a microfauna é dominada por bastonetes gram-negativos (*Pseudomonas*, *Achromobacter* e *Flavobacterium-cytophaga*).

Algumas espécies de bactérias também podem ser prejudiciais ao processo de lodos ativados, como as bactérias filamentosas responsáveis pelo intumescimento do lodo (problemas de sedimentabilidade).

b) Fungos

São considerados seres heterótrofos que não realizam fotossíntese. Normalmente classificados pelo modo de reprodução: sexuada ou assexuada (fissão, brotamento ou formação de esporos). São capazes de sobreviver em pH baixos e com reduzida concentração de nitrogênio, o que os torna de interesse para o tratamento de alguns resíduos industriais, embora, pela sua natureza filamentosa, apresentem baixa capacidade de sedimentação.

Em sistemas de lodos ativados funcionando com pH em níveis normais, podem ser responsáveis, juntamente com as bactérias filamentosas, pelo intumescimento do lodo.

c) Protozoários

São seres, geralmente, heterótrofos aeróbios e unicelulares, e consomem a matéria orgânica particulada. Reproduzem-se por fissão binária e, depois das bactérias são os seres que se apresentam em maior número nos processos de lodos ativados, sendo a maioria composta por ciliados (livre-natantes, rastejantes ou fixos). São os principais predadores das bactérias, ajudando no equilíbrio das espécies (COLETTI, 1997).

Segundo SILVA (1993), na ausência dos protozoários há a proliferação de um grande número de bactérias que não flocculam, dificultando, portanto, a sedimentação do lodo. Essas bactérias seguem com o efluente final prejudicando a eficiência do tratamento. Quando há uma população de protozoários ciliados presentes no sistema, o número dessas bactérias decresce rapidamente, facilitando a sedimentação do lodo, sugerindo que a ação predatória dos protozoários é o principal mecanismo de remoção das bactérias livres do efluente.

d) Metazoários

São microrganismos multicelulares heterótrofos, estritamente aeróbios, que se alimentam de matéria orgânica particulada, bactérias mortas, protozoários e fragmentos de flocos.

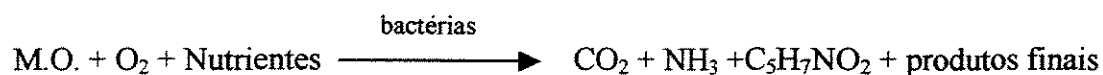
Nos sistemas de lodos ativados, devido à alta turbulência imposta ao sistema, somente os micrometazoários se desenvolvem, sendo os mais frequentes os rotíferos que são geralmente associados com lodos de boa qualidade de depuração.

Além dos rotíferos, outras classes de micrometazoários presentes nos processos de lodos ativados são os nematóides e os anelídeos, ambos vermes alongados e de reprodução geralmente sexuada.

3.2.1.2. Descrição do Processo

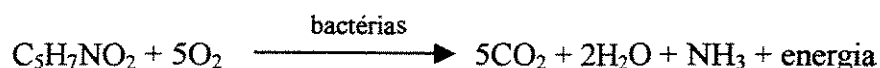
Em todos os processos aeróbios de tratamento de esgotos, basicamente, as reações que ocorrem podem ser representadas como (COLETTI, 1997):

a) Oxidação e Síntese



Onde M.O. representa a matéria orgânica, e $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ representa as novas células.

b) Respiração Endógena



3.2.2. Cinética

A estabilização da matéria orgânica por meios aeróbios é feita por um conjunto de diferentes tipos de microrganismos, mas como 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):

1. 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).
2. 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. Esta é a chamada “fase de crescimento logarítmico”.
3. A terceira fase, chamada de “fase de desaceleração” marca o início da escassez do substrato com a conseqüente diminuição no ritmo de crescimento dos microrganismos.
4. Com a limitação do substrato a população microbiana permanece estável, tendo taxa de crescimento nula – é a “fase estacionária”.
5. A quinta fase é a chamada “fase de Incremento de morte” onde a quantidade de mortes supera a de síntese, diminuindo a população.
6. A seguir, na “fase de decaimento logarítmico” os microrganismos metabolizam o seu próprio material, é onde a taxa de decaimento atinge o valor máximo.
7. Finalmente vem a “fase do extermínio” onde todos os organismos 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), onde cada microrganismo 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).

A cinética dos processos aeróbios pode ser descrita como (METCALF & EDDY, 1991; MENDES, 1997):

Para microrganismos que se encontram na fase logarítmica, o crescimento pode ser descrito como:

$$r_g = \mu \cdot X \quad (\text{eq. 9})$$

onde:

r_g - taxa de crescimento bacteriano;

μ - taxa de crescimento específico, e;

X - concentração de microrganismos.

Em locais, como na maioria dos reatores com alimentação contínua, onde existe um efeito limitante ao crescimento dos microrganismos devido a disponibilidade de algum substrato, o crescimento bacteriano pode ser representado através da equação de Monod:

$$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K_s + S} \quad (\text{eq. 10})$$

onde:

μ_{max} - taxa máxima de crescimento específico,

S - concentração de substrato limitante ao crescimento em solução, e;

K_s - concentração de substrato para a qual a taxa de crescimento de microrganismos é metade da máxima.

Uma expressão para o crescimento bacteriano pode ser obtida substituindo-se o valor de μ da eq. 10 na eq. 9, tem-se então:

$$r_g = \frac{\mu_{max}XS}{K_s + S} \quad (\text{eq. 11})$$

A taxa de remoção de substrato pode ser relacionada com a quantidade de microrganismos através da equação de Michaelis-Menten:

$$r_{su} = -\frac{kXS}{K_s + S} \quad (\text{eq. 12})$$

O parâmetro k é a taxa máxima de utilização de substrato por unidade de massa de microrganismos, e é dado pela equação:

$$k = \frac{\mu_{max}}{Y} \quad (\text{eq. 13})$$

onde:

r_{SU} - taxa de utilização de substrato, e ;

Y - relação entre a massa de células formadas e a massa de substrato consumida.

O termo r_{SU} pode ser calculado como:

$$r_{SU} = -\frac{(S_0 - S)}{\theta_H} = -\frac{Q}{V_r}(S_0 - S) \quad (\text{eq. 14})$$

onde:

$S_0 - S$ - concentração de substrato utilizada;

θ_H - tempo de detenção hidráulico do reator;

Q - vazão de alimentação do reator, e;

V_r - volume do reator.

Nos reatores normalmente utilizados para o tratamento de águas residuárias nem todas as células ativas estão na fase de crescimento logarítmico, havendo também a morte de várias células e competição entre os diversos tipos de microrganismos presentes. Existe, devido a estes fatores, uma diminuição das massas das células conhecida como decaimento endógeno que pode ser representado por:

$$r_d = -k_d X \quad (\text{eq. 15})$$

onde:

r_d - taxa de decrescimento endógeno, e;

k_d - coeficiente de decaimento endógeno.

Pode-se, então, obter, com a combinação dessas diversas equações, a taxa total de desenvolvimento de microrganismos, representada por r'_g e dada por:

$$r'_g = \frac{kY SX}{K_s + S} - k_d X \quad (\text{eq. 16})$$

3.2.3. *Requisitos Ambientais*

Assim como nos processo anaeróbios, diversos fatores 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 nos despejos. 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.

BRANCO (1986 apud COLETTI, 1997) recomenda para sistemas de lodos ativados relações DBO/N de 17/1 e DBO/P de 90/1. A deficiência de um desses compostos pode ser responsável pelo intumescimento do lodo através de fungos, que necessitam de menores quantidades desses nutrientes para se desenvolverem.

b) Temperatura

A temperatura influencia: o crescimento, a atividade metabólica, a predominância de espécies de microrganismos, a taxa de transferência de oxigênio e as características de sedimentação dos sólidos biológicos (METCALF & EDDY, 1991).

A temperatura influencia na taxa de transferência de oxigênio de duas maneiras opostas (VON SPERLING, 1997):

- Com o aumento da temperatura há um decréscimo na concentração de saturação de oxigênio no líquido, e;
- 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

Para o sistema funcionar adequadamente, todo o conteúdo do tanque de aeração necessita manter uma concentração ótima de oxigênio dissolvido. A concentração mínima necessária é por volta de 1 a 2 mgO₂/L e valores acima de 4 mgO₂/L não oferecem resultados significantes, mas aumentam consideravelmente os custos de aeração (METCALF & EDDY, 1991; VON SPERLING, 1997).

d) 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.

e) Toxicidade

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 empregam processos aeróbios para o tratamento de águas residuárias:

a) Lagoas Aeróbias

São lagoas com grandes extensões e pequenas profundidades onde a oxigenação se dá por trocas gasosas através da interface líquido/ar atmosférico e pela ação de algas. Além das exigências elevadas de áreas também há a necessidade de altos tempos de detenção hidráulico por não possuir mecanismos de recirculação/retenção de biomassa ativa.

b) Lagoas Aeradas

São uma adaptação das lagoas aeróbias, que permitem uma maior eficiência com menor uso de área, através do fornecimento do ar necessário ao processo por agitadores superficiais.

c) Filtros Biológicos Aeróbios

Segundo CAMPOS (1994), pode ser descrito como uma unidade de fluxo descendente, onde os microrganismos são mantidos aderidos a um material suporte inerte, com forma, tamanho e interstícios adequados; que constitui o recheio da unidade. A circulação do ar pode ser natural ou forçada.

d) Valos de Oxidação

É uma variante do processo de lodos ativados, constituindo-se, basicamente, de um canal no qual o esgoto é mantido em constante movimento por meio de agitadores de eixo horizontal ou vertical.

e) Lodos Ativados

O processo de lodos ativados, que terá sua essência utilizada na concepção do reator compartimentado híbrido da presente pesquisa, é o processo aeróbio mais utilizado na atualidade. Compõe-se, basicamente, de três unidades: reator (ou tanque de aeração), decantador secundário (ou tanque de sedimentação) e sistema de recirculação do lodo.

O decantador secundário é o responsável pela clarificação do efluente através da sedimentação da matéria em suspensão, bem como do adensamento desses sólidos sedimentados. Uma porção desses sólidos sedimentados é recirculada ao reator para promover uma manutenção de quantidades adequadas de células ativas no tanque de aeração, sendo a outra parcela descartada.

A recirculação de bactérias ativas é o princípio inovador na concepção desse sistema, evitando, assim, a fuga descontrolada de bactérias ativas, que são as responsáveis pela estabilização da matéria orgânica (CAMPOS, 1994).

Segundo CHERNICHARO (1997), nos processos de lodos ativados uma grande parcela da DBO 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. Em estações convencionais esse lodo tem que ser estabilizado ou seco para posterior disposição.

Grandes estações de tratamento de esgoto são baseadas no processo de lodos ativados. Uma das maiores no Brasil é a ETE Barueri, pertencente a SABESP que atende a cerca de 2.500.000 habitantes. Localizada no município paulista de Barueri, situada na margem esquerda do Rio Tietê, tem capacidade para tratar $7,0\text{m}^3/\text{s}$ e previsão para, em 2005, estar tratando $28,5\text{m}^3/\text{s}$ de esgoto. Atualmente possui uma eficiência média de remoção de BDO de 90% com um tempo de detenção hidráulico de 4,8 horas e tempo de detenção celular de 4,8 dias (SABESP, 1997).

3.2.5. Vantagens e Desvantagens

Os sistemas aeróbios de tratamento de águas residuárias apresentam as seguintes vantagens (SILVA, 1993; COLETTI, 1997; VON SPERLING 1997):

- Necessidade de pequenas áreas de implantação;
- Possibilidade de tratamento de despejos com altas taxas orgânicas;
- Baixo tempo de detenção hidráulico;
- Possibilidade de tratamento de diversos tipos de despejos;
- Demanda bioquímica de oxigênio mais baixa no líquido sobrenadante;
- Melhor qualidade e aparência do efluente
- Partida rápida, etc.

Como principais desvantagens podem ser citadas (SILVA, 1993; COLETTI, 1997; VON SPERLING 1997):

- Elevados custos de implantação e operação;
- Elevado consumo de energia elétrica;
- Grande produção de lodo;
- Elevado índice de mecanização;
- Necessidade de operação sofisticada, etc.

3.3. Processos Híbridos Anaeróbio Aeróbio

Sistemas envolvendo processos híbridos anaeróbio-aeróbio ainda não são muito usuais, mas sua utilização e pesquisa vem 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 anaeróbio seguido de lodos ativados, filtro anaeróbio seguido de “wetlands”, etc).

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

- Baixo teor de sólidos suspensos no efluente;
- Efluente com oxigênio dissolvido;
- Pouca cor;
- Ausência de odores desagradáveis;
- Alta remoção de carbono (DBO, DQO);
- Se possível, remoção de fósforo e nitrogênio;
- baixos custos de operação;
- baixa produção de lodo;
- boa estabilidade no processo, etc.

Segundo JORDÃO (1998) sistemas aeróbios onde o esgoto é mantido em uma anaerobiose inicial possuem menor probabilidade de ocorrer o intumescimento do lodo. A ocorrência de uma fase de anaerobiose possibilita o crescimento de organismos seletores em detrimento ao crescimento de outros microrganismos formadores do “bulking”.

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

Através do processo nomeado Ananox®, onde um reator compartimentado de três câmaras é utilizado como fases anaeróbia e anóxica, seguido por um reator híbrido manta de lodo

com filtro, fazendo a parte aeróbia, GARUTI et al (1992) conseguiram 89,6% de remoção de DQO, 89,6% de remoção de sólidos totais, 81,2% de nitrogênio com uma produção de lodo de apenas $0,2 \text{ kgSST.kgDQO}^{-1}_{\text{remov}}$ tratando esgoto doméstico bruto.

SILVA (1993), utilizando um reator DAFA (digestor anaeróbio de fluxo ascendente) seguido por um reator de lodos ativados tratando uma mistura de águas residuárias sanitárias e industriais, obteve remoções de: 78 a 89% de $\text{DQO}_{\text{total}}$, 82 a 90% de $\text{BQO}_{\text{filtrada}}$, 74 a 96% para $\text{DBO}_{\text{total}}$, 93 a 98% de $\text{DBO}_{\text{filtrada}}$, 77 a 86% de SST e 79 a 96% de SSV.

FDZ-POLANCO & ENCINA (1994) propuseram um reator de leito fluidizado parte anaeróbio, parte aeróbio, para a eliminação simultânea de compostos de carbono e compostos nitrogenados. O reator, com 6,8m de altura por 1,5m de diâmetro e capacidade total para $5,3\text{m}^3$ de esgoto, foi operado utilizando-se esgoto doméstico pré tratado por um filtro estático, obtendo-se valores médios de remoção sempre superiores a: $\text{DQO}_{\text{sol}} - 80\%$; $\text{DBO}_{\text{sol}} - 90\%$; $\text{N-NKT} - 80\%$; $\text{N-NH}_3 - 95\%$ e $\text{N-N}_{\text{total}} - 70\%$.

VIDAL et. al. (1994), no tratamento de licores negros provenientes da digestão termomecânica de cânhamo com altos teores de lignina, utilizaram um reator UASB seguido de um reator de manta de lodo. Ambos reatores foram inoculados e tiveram a sua biomassa adaptada ao resíduo. Os valores médios de remoção conseguidos no sistema como um todo foram: $\text{DQO} - 74,3\%$; $\text{DBO} - 96,7\%$. Mesmo com os bons valores de remoção de compostos de carbono, não houve uma remoção adequada da coloração do efluente.

FOX & VENKATASUBBIAH (1996) utilizaram, para tratamento de resíduos farmacêuticos com altas concentrações de sulfato, um sistema composto por um reator compartimentado anaeróbio de cinco câmaras seguido por um reator aeróbio de filme fixo em forma de escada. Funcionando em escala de laboratório, com temperatura controlada em $35 \pm 1^\circ\text{C}$, foi obtida remoção de 50 % de DQO e remoção de 95% de sulfato.

Concepção interessante de processo híbrido anaeróbio aeróbio está sendo adotada no projeto da estação de tratamento de esgotos do Paranoá, nas proximidades de Brasília. Os projetistas NEDER & HARADA (1997) propõem a utilização de reatores tipo UASB

compartimentado seguido por lagoa de altas taxas e posterior infiltração no solo. As principais características do sistema proposto são: o esgoto, depois de passar por gradeamento e caixa de areia, passa por um sistema composto por três reatores UASB, em paralelo, cada um com duas câmaras em série e tempo de detenção de 8 horas, seguidos por 9 lagoas de alta taxa (aeróbias), em paralelo, com profundidade de no máximo 50 cm e tempo de detenção de 4 dias. O efluente das lagoas segue para um dos seis leitos de escoamento no solo coberto por gramíneas. O projeto visa atender à 60.000 habitantes.

GONÇALVES et al (1997) estudaram a associação de reator UASB e biofiltro aerado submerso. Construído em Vitória – ES, 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 hidráulico que variou no reator UASB de 16 a 4 horas. As eficiências de remoção obtidas pelo conjunto foram em torno de: 95% para SSV, 95% para BDO_5 e 88% para DQO.

SOUZA & FORESTI (1997) estudaram o comportamento da associação de um reator UASB, com capacidade para 4 litros, seguido por dois reatores sequenciais 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 $2,53 \text{ kg.m}^3.\text{dia}^{-1}$, e um tempo de detenção hidráulico médio de 4,7 horas no reator UASB. Os reatores sequenciais foram operados com ciclos de 4 horas, incluindo o tempo de enchimento, aeração, decantação e descarte. Os resultados obtidos no sistema são animadores; houve uma remoção média de: 95% de DQO, 96% de SSV e 85% de NTK.

Visando a redução de odores devido a presença de sulfetos e o aumento da quantidade de oxigênio dissolvido nos efluentes de tratamentos anaeróbios a bioaeração também pode ser empregada. DALTO FILHO & SOUZA (1997) realizaram um estudo utilizando o esgoto originário do Hospital Universitário da Universidade Federal de Sergipe, na cidade de Aracaju – SE. O esgoto, seguia para a ETE anexa ao hospital, constituída por grade, caixa de areia, e unidades de tratamento biológico (tanque séptico e filtro anaeróbio) de onde era desviado a um

bioareador em cascata com 25 degraus e altura total de 3,75m. Os resultados foram, em média: aumento de 0,40 no pH chegando a pH 7,55; o valor de oxigênio dissolvido passou de 1,80 mg/L na entrada do bioaerador para 4,28 mg/L na saída – aumento de 238%; consumo médio de 8,28 mg/L de sulfeto sob a forma de ácido sulfídrico – correspondendo a 47%.

Em se tratando de reatores híbridos, existe a necessidade do desenvolvimento de um maior número 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.

3.4. Partida de Reatores

Tanto os reatores aeróbios como os anaeróbios necessitam de um tempo para a adaptação dos microrganismos e para o início de uma estabilização adequada da matéria orgânica presente nas águas residuárias. Comparando-se os dois sistemas, pode-se perceber que o processo de partida de reatores aeróbios se dá mais rápida e facilmente que os processos anaeróbios. Para tanto, somente é necessária a manutenção de níveis adequados de oxigenação do meio líquido e dos nutrientes requeridos para a proliferação dos organismos.

Por se tratar de um processo mais complexo e demorado, será dada ênfase à partida dos reatores anaeróbios na presente revisão.

Geralmente um processo longo e difícil, a partida dos reatores anaeróbios pode ser definida como (DE ZEEUW, 1984) o tempo necessário para que o reator adquira uma estabilidade nos valores dos parâmetros estudados de forma que as características do lodo não mudem, ou, segundo HICHEY et al (1991), como o tempo necessário ao reator para a formação do lodo em forma granular, processo que, em reatores anaeróbios, pode demorar de 2 a 6 meses em temperaturas mesofílicas.

O processo de partida é de extrema importância para o desenvolvimento das características necessárias para um bom desempenho do reator no decorrer de sua operação. É nessa fase que se inicia o processo natural de seleção dos microrganismos que tornarão o processo eficiente ou não.

Alguns dos principais fatores que interferem no processo de partida dos reatores são (FORESTI, 1987; SOUZA, 1982, apud POVINELLI, 1994):

- Fatores relativos ao projeto:
 - Velocidade de fluxo;
 - Distribuição do efluente;
 - Idade do lodo;
 - Grau de Agitação, etc.
- Operação:
 - Sobrecarga orgânica;
 - Controle do pH;
 - Tipo de lodo do inóculo;
 - Temperatura, etc.
- Resíduo:
 - Biodegradabilidade;
 - Composição;
 - Diluição;
 - Existência de população bacteriana;
 - Presença de compostos tóxicos;
 - Nutrientes, etc.

Alguns parâmetros, segundo POVINELLI (1994), devem ter atenção especial no processo de partida como:

- A *temperatura* deve ser constante, evitando-se variações bruscas. Períodos frios, como o inverno, podem possibilitar um processo mais lento de partida.
- Como ocorre para a operação do reator, o *pH* deve ser mantido em torno da neutralidade, faixa de melhor crescimento bacteriano.
- Os *aspectos nutricionais* necessários para uma boa partida, normalmente já estão presentes em se tratando de esgoto doméstico, mas na falta de algum que seja estimulante ao crescimento bacteriano, este deve ser adicionado ao sistema.

A partida pode-se dar naturalmente, quando, como nos esgotos domésticos, a água residuária já apresentar uma população de bactérias suficiente para dar início ao processo de digestão anaeróbia. Para esgotos que não contenham tais bactérias, como é o caso de grande parte dos esgotos industriais, é necessário o uso de um inóculo, se possível previamente adaptado àquele tipo de água residuária, para que o processo de partida seja mais rápido e eficiente. Em casos onde no esgoto estejam presentes substâncias tóxicas, o inóculo deve sofrer um processo de adaptação, sendo submetido a concentrações gradativamente maiores desse composto, até a concentração existente no esgoto.

Segundo DE ZEEUW (1984), durante a partida dos reatores normalmente ocorre um processo de lavagem de lodo devido a velocidade ascensional do esgoto e dos gases no interior do reator. Essa etapa é necessária para uma seleção do lodo, permanecendo no reator apenas as partículas mais estáveis, aptas à formação do lodo granular.

Quatro estágios podem ser verificados durante o processo de partida (DE ZEEUW, 1984):

- Estágio 1 – A parte mais leve do lodo (porção coloidal) é lavada para fora do reator. A produção de gás aumenta rapidamente de zero até ao nível correspondente à atividade específica do lodo residual;
- Estágio 2 – uma lavagem moderada do lodo continua. A concentração média do lodo retido diminui devido ao crescimento bacteriano aliado à lavagem do lodo, mas há um aumento da atividade específica do lodo;

- Estágio 3 – pode ou não ocorrer, trata-se da expulsão de parte da manta de lodo floculento devido a um grande aumento da produção de gás, nesse estágio começa a se formar o lodo granular;
- Estágio 4 – quase todo lodo que se forma está na forma de grânulos, e como há um aumento em sua produção, a formação excede o processo de lavagem.

No caso específico de tratamento de esgotos sanitários, a ocorrência de lodo granular é baixa devido as características da água residuária como: baixa carga de matéria orgânica, entre outras. A maior parte do lodo formado encontra-se sob a forma floculenta, sendo adotado como ponto de partida do reator o momento onde o equilíbrio dos parâmetros estudados (remoção de DBO, remoção de DQO, pH, sólidos, etc) é atingido.

Cuidado especial deve ser tomado se, durante a partida, ocorrer o intumescimento (“bulking”) do lodo. O lodo intumescido, devido a sua baixa sedimentabilidade e à produção de gás no reator, pode ser arrastado em grandes quantidades e com altas velocidades ascensionais. Em alguns casos o próprio crescimento do lodo compensa o volume perdido por arraste, mas em outros casos, há a formação de canais preferencias por entre a manta de lodo originando os “curto-circuitos” que provocam um contato ineficiente entre a biomassa e o substrato, diminuindo a eficiência do reator.

Estudos realizados por HICKEY et al (1991) sobre partida de sistemas de tratamento anaeróbio de alta taxa mostram resultados interessantes:

- No processo de partida de filtros anaeróbios, características do material suporte como: rugosidade da superfície, porosidade, tamanho dos poros, superfície específica e a presença de traços de nutrientes inorgânicos em sua composição, estão intimamente relacionados com a partida do reator por serem os responsáveis pelo alojamento e fixação dos microrganismos;
- Para os reatores UASB a principal recomendação é quanto a escolha do inóculo, obtendo-se melhores resultados com inóculos granulares. Quando o material granular não está disponível pode se utilizar lodo anaeróbio digerido, lodo ativado ou estrume bovino, entre outros, mas nesses casos a formação de lodo granular no interior do reator demora longos períodos: 2 a 6 meses em temperaturas mesofílicas ou 10 a 12 meses em temperatura ambiente;

- Em reatores de leito fluidificado/expandido são de grande importância a determinação de uma fonte apropriada de inóculo e a manutenção de condições operacionais ótimas, incluindo condições hidráulicas e presença de nutrientes, para proporcionar uma aceleração no crescimento da colônia de microrganismos. Assim como nos filtros anaeróbios o meio suporte também interfere na aderência dos microrganismos.

PAULA JR. & FORESTI (1993), estudando o desempenho e partida de um filtro anaeróbio tratando efluentes de uma agroindústria de conservas alimentícias, utilizou como inóculo o lodo digerido de um biodigestor rural e comprovou que, na ocorrência de um desequilíbrio na biomassa, o lodo digerido pode ser adicionado ao despejo para promover uma aceleração na recuperação do reator.

POVINELLI (1994), estudando a partida de um reator anaeróbio compartimentado sem o uso de inóculo, tratando esgotos domésticos, não conseguiu uma partida completa em seis meses de operação, chegando a taxas de remoção de BDO em torno de 70%, remoção de DQO em torno de 50% e remoção de SSV em torno de 50%.

Utilizando estrume bovino como inóculo, PAULA JR. (1994), conseguiu a partida de um filtro anaeróbio tratando águas residuárias de indústria alimentícia em um período de dois meses. No mesmo estudo, dois meses também foi o tempo necessário para a partida de um reator de leito fluidificado tratando o mesmo resíduo.

Não foram encontradas na literatura relatos de experiências com partidas de reatores híbridos anaeróbio aeróbio, o que torna de grande importância o presente estudo.

4. Metodologia

4.1. Descrição do Sistema de Tratamento

O sistema de tratamento que foi utilizado para o desenvolvimento deste trabalho localiza-se na estação de tratamento de esgotos da Graminha, pertencente a empresa Águas de Limeira, no bairro da Graminha, município de Limeira, SP, onde foi alimentado com esgoto sanitário, composto em sua grande maioria por esgoto sanitário doméstico, proveniente da rede pública de coleta de esgotos.

Algumas características médias do esgoto bruto afluente estão representadas na Tabela 4.1. Os valores apresentados são referentes a ensaios realizados semanalmente entre os dias 08 de dezembro de 1997 e 21 de julho de 1998 em colaboração ao trabalho de pesquisa em filtros anaeróbios com recheio de bambu utilizado por Sandra Aparecida Rozon de Camargo no mesmo local de instalação do reator compartimentado.

Tabela 4.1 – Caracterização do esgoto sanitário bruto

Parâmetro	Valor Médio	Desvio Padrão
pH	6,7	0,4
Alcalinidade (mg $\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$)	123	34
DQO _{total} (mg.L ⁻¹)	595	217
DBO _{total} (mg.L ⁻¹)	255	129
ST (mg.L ⁻¹)	3296	4452
STV (mg.L ⁻¹)	2536	4059
SST (mg.L ⁻¹)	199	81
SSV (mg.L ⁻¹)	166	78
Sólidos Sedimentáveis (mL.L ⁻¹)	1,2	1,3
Ácidos Voláteis (mg Hac.L ⁻¹)	67	22
Fósforo (mg.L ⁻¹)	5,1	1,8

O esgoto, assim que entra na estação, passa por uma grade, de espaço entre barras de 2 cm, e por uma caixa de areia. Logo após é coletado através de uma bomba e é levado ao sistema de alimentação do reator compartimentado híbrido (Figuras 4.1 e 4.2) onde passa por uma peneira tipo estática, de barras verticais de 1,5 mm de largura e abertura entre barras de 1 mm (Figura 4.3). O efluente, então, é encaminhado para uma caixa de nível constante que consiste de um conjunto de dois reservatórios de fibrocimentos de base retangular onde, por meio de um extravasor, o nível de esgoto permanece constante possibilitando que um controle mais preciso da vazão de entrada no reator seja realizado. Esse sistema de alimentação, também proporciona um tratamento preliminar (gradeamento e decantação primária).

A vazão do afluente que segue para o reator foi regulada utilizando-se um registro de gaveta colocado na tubulação de PVC que leva o esgoto da caixa de nível constante até a caixa de entrada e controle de vazão, feita em aço tratado com tinta epóxi (Figura 4.4), colocada na parte superior do reator junto à entrada. No interior dessa caixa está localizado um vertedor triangular, confeccionado em chapa de polipropileno, com um ângulo de abertura de 15° por onde o esgoto que adentra ao reator passa. A medida da vazão foi feita por meio da verificação da altura da lâmina líquida antes do vertedor.

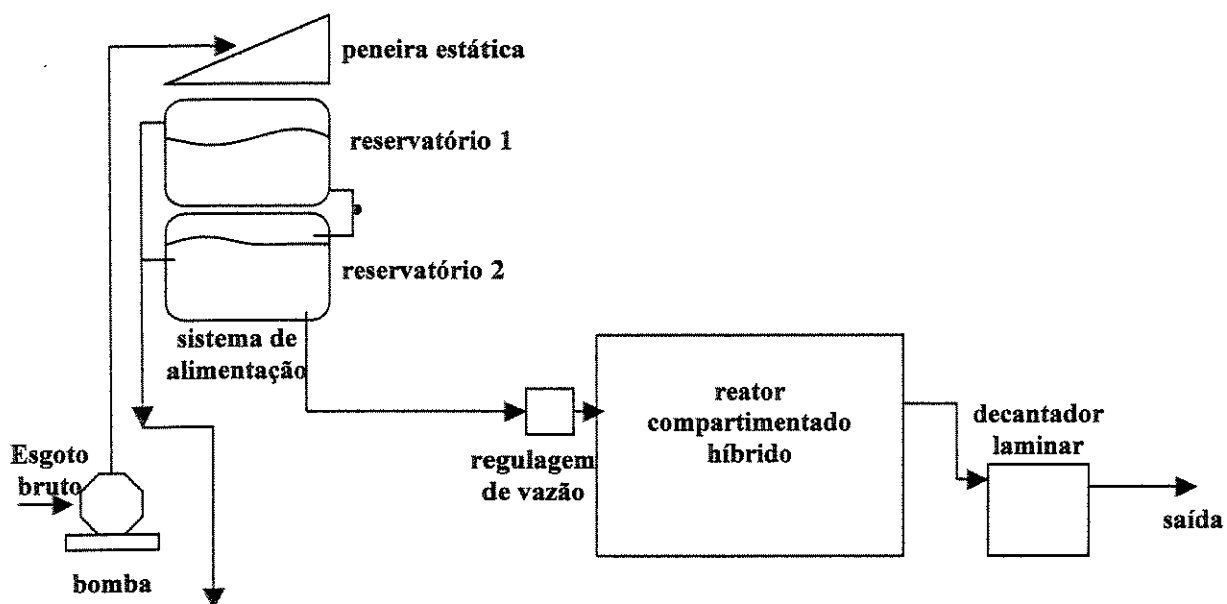


Figura 4.1. – Representação esquemática da instalação utilizada.

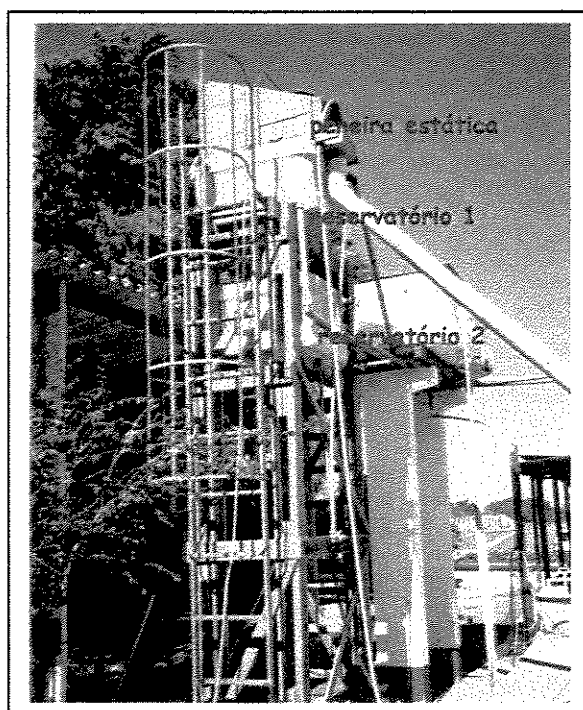


Figura 4.2. – Sistema de alimentação do reator compartimentado (em primeiro plano).

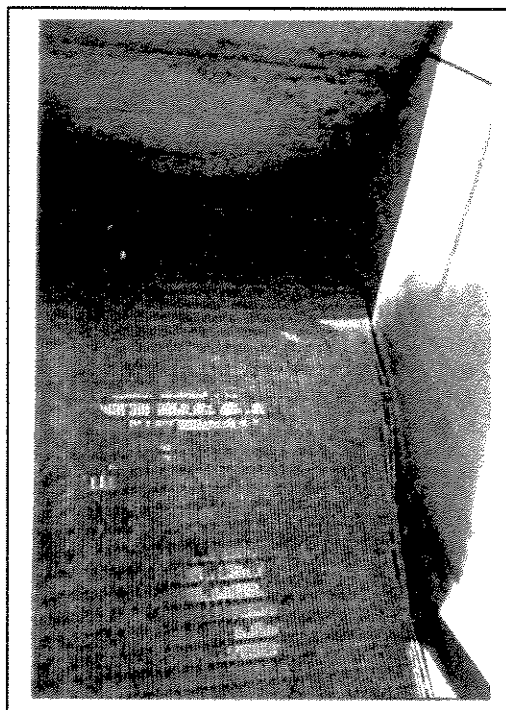


Figura 4.3 – Vista interna da peneira estática

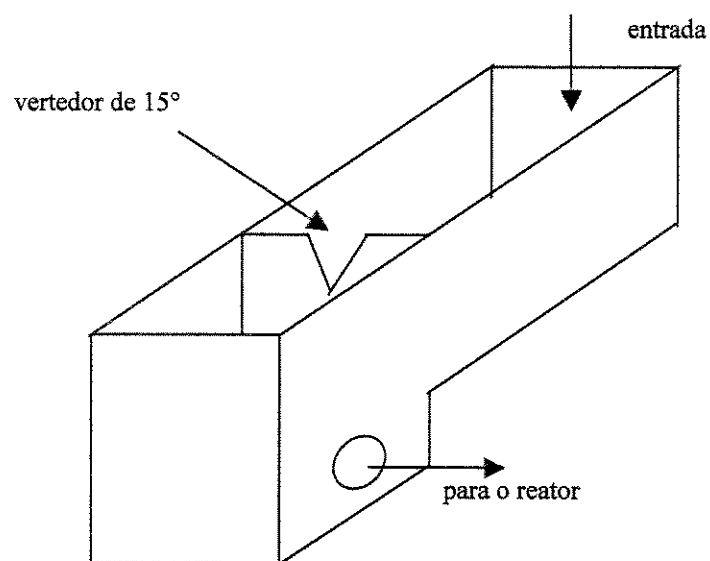


Figura 4.4 - Esquema da caixa reguladora de vazão

O reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio foi construído com paredes de 20cm de espessura, em alvenaria armada utilizando-se canaletas de concreto sobre uma laje radier de 15 cm de espessura. As paredes foram impermeabilizadas internamente com resina elastomérica de poliuretano (IMP - MC) e, após apresentarem alguns pontos de vazamento, externamente com um sistema cristalizante composto por emulsão adesiva a base de acrílico e cimentos especiais (K11- KZ). Suas dimensões totais são: 3,06 m de comprimento por 1,30 m de altura por 1,50 m de largura, representado nas Figuras 4.5, 4.6 e 4.7. O reator é composto por 4 câmaras, sendo as três primeiras anaeróbias e a última aeróbia. A última câmara é aerada por um difusor de ar (Figura 4.8), confeccionado com um tudo de PVC de 64 mm de diâmetro e 0,98 m de comprimento com duas linhas de furos intercalados, de 1,5 mm de diâmetro e distantes 1 cm entre si. O difusor é mantido junto ao fundo do reator por meio de dois blocos de chumbo, utilizados para pesca, com cerca de 0,5 kg cada, fixados a cada uma das extremidades do tubo por meio de cordões de náilon. O fornecimento de ar é realizado por um compressor de uso comercial com reservatório de 130 L e pressão máxima de 8 kgf.cm^{-2} .

As comportas que fazem a divisão entre as câmaras, assim como a cobertura do reator, foram feitas em placas de compensado naval, de 1,5 cm de espessura, recobertas por diversas camadas de verniz naval para garantir uma melhor resistência aos ambientes molhados. As chapas de compensado naval, que formam as comportas, foram encaixadas em trilhos de alumínio em formato “U” presos às paredes por parafusos de latão. Todas as juntas entre a parede e os trilhos e entre o fundo do reator e as placas de madeira foram vedadas com cola vedante de silicone.

O volume total do reator é de, aproximadamente, $2,5 \text{ m}^3$, tendo a primeira câmara cerca de $1,0 \text{ m}^3$ de volume útil e as restantes por volta de $0,5 \text{ m}^3$ cada uma, todas com fundo trapezoidal e as paredes formando ângulos de 45° com a horizontal. O volume da primeira câmara é maior para proporcionar um maior tempo de detenção hidráulico já que, segundo CLARETO (1997), é nessa câmara que se dá a maior remoção de matéria orgânica.

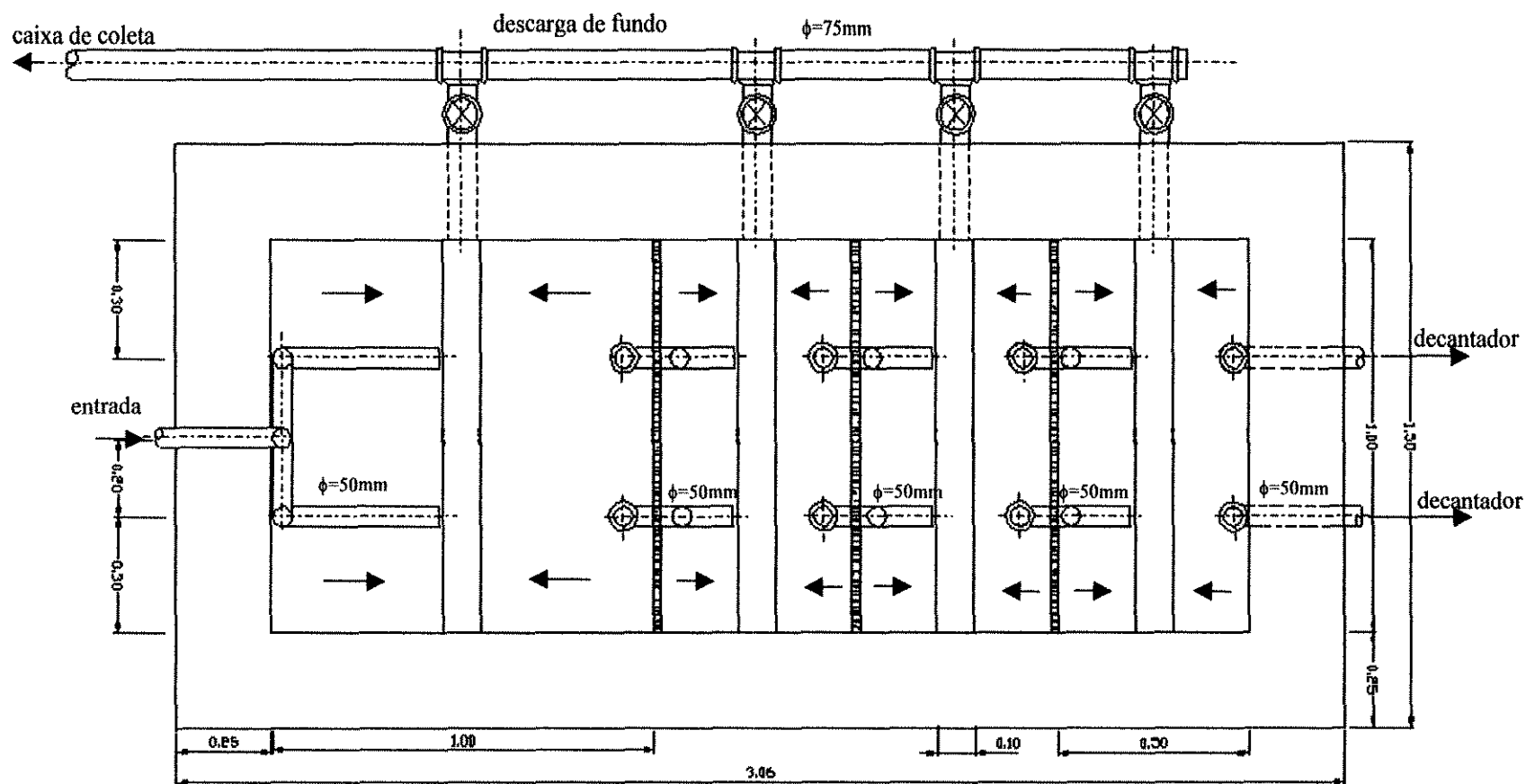


Figura 4.5 – Esquema do Reator Híbrido Compartmentado - Planta

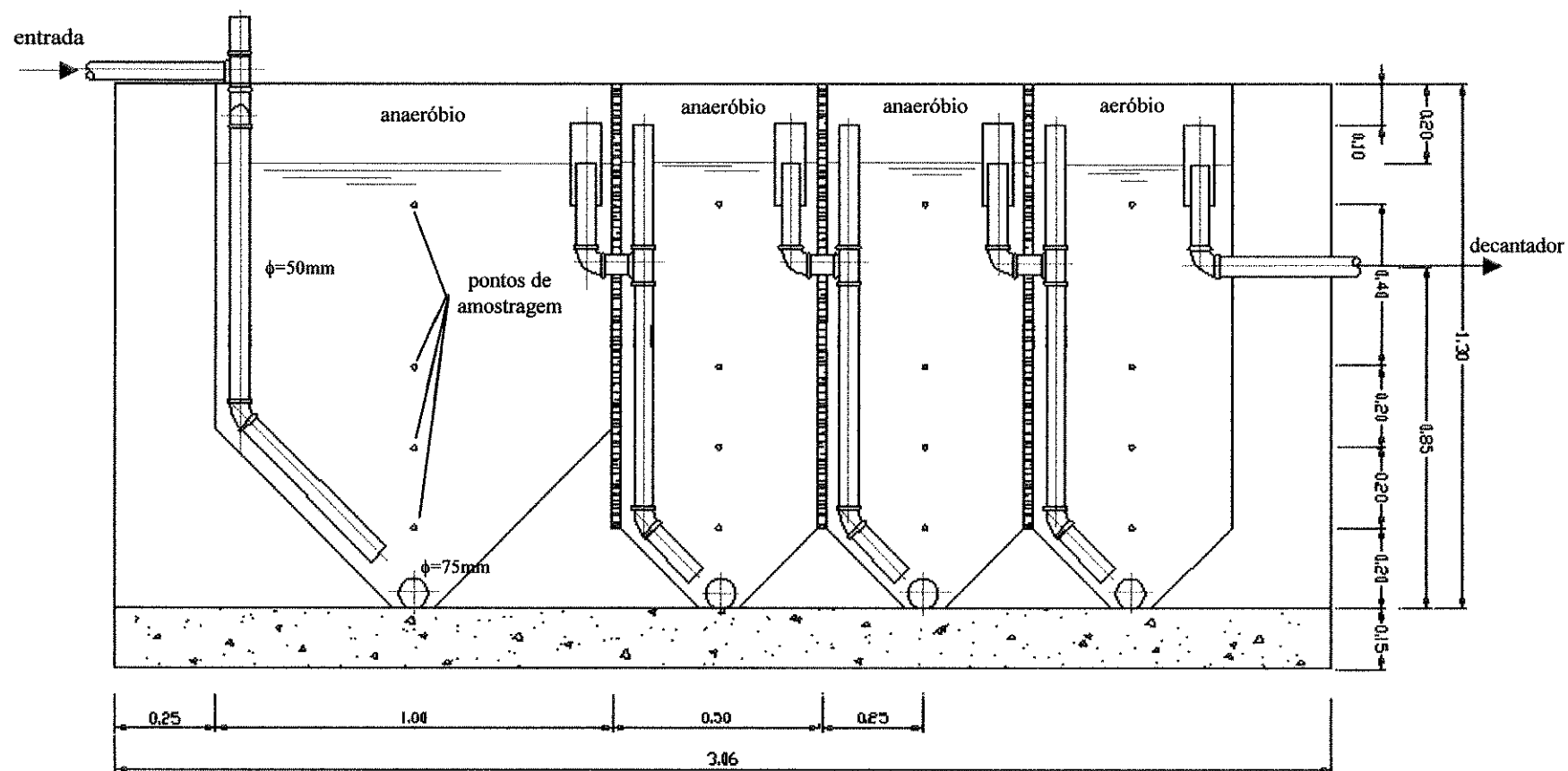


Figura 4.6 – Esquema do Reator Híbrido Compartmentado - Perfil



Figura 4.7 – Reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio

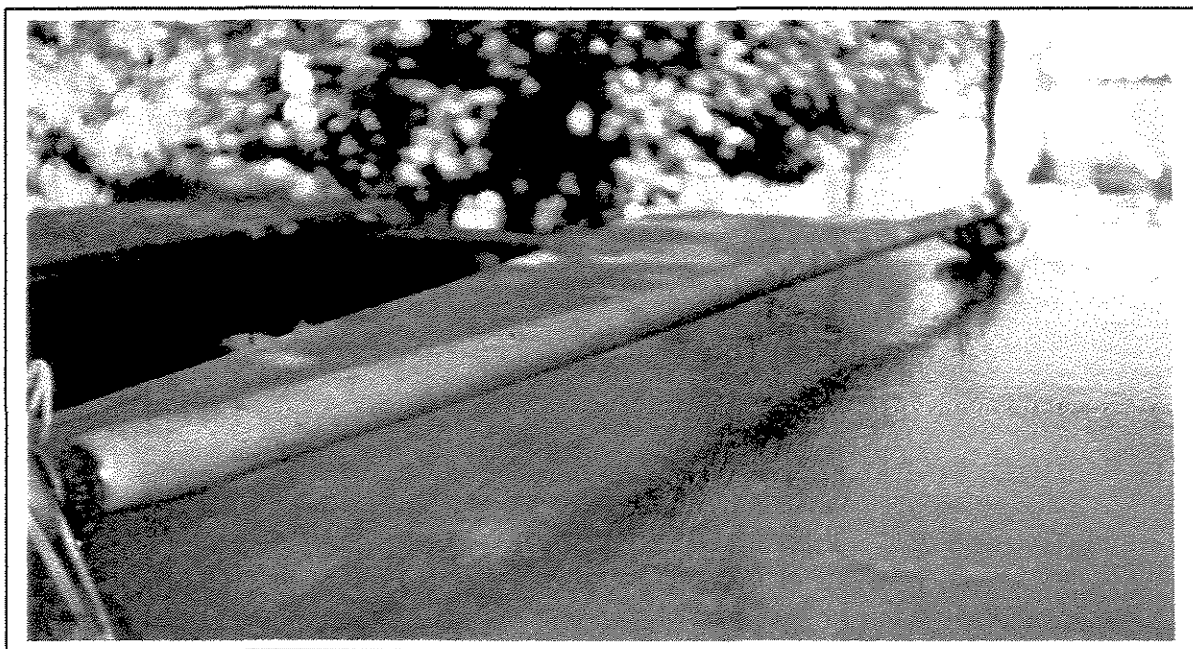


Figura 4.8 – Difusor de ar presente na câmara aeróbia.

O afluente entra na primeira câmara, proveniente da caixa de medida de vazão, através de uma tubulação com saída dupla de 50 mm de diâmetro. A passagem para as demais câmaras é feita por conjuntos de duas tubulações de coleta/distribuição, todas de 50 mm de diâmetro. A parte da tubulação responsável pela coleta do efluente possui um tubo de 75 mm, acoplado ao tubo principal de 50 mm para evitar o arraste de lodo flotado de uma câmara a outra. A coleta do efluente tratado por uma câmara é feita a 1,10 m de altura e a sua distribuição na câmara seguinte é feita a uma altura de 15 cm em relação ao fundo do reator.

Após a saída do reator foi instalado um decantador secundário laminar (Figuras 4.9 e 4.10). A estrutura de suporte das lâminas foi confeccionada em madeira tratada com verniz naval e as lâminas, de 25,0 cm de altura, foram feitas de placas de polipropileno, com 2 mm de espessura, distantes 5 cm entre si e inclinadas em ângulo de 60° com relação à horizontal de modo a otimizar o processo de decantação. A estrutura foi montada dentro de uma caixa d'água de fibrocimento de base retangular, com capacidade total para 0,5 m³, que permaneceu coberta com tampa de fibrocimento durante todo o tempo de operação

O esgoto, depois de tratado, é lançado em um corpo d'água receptor, o qual também recebe o efluente da estação de tratamento Graminha.

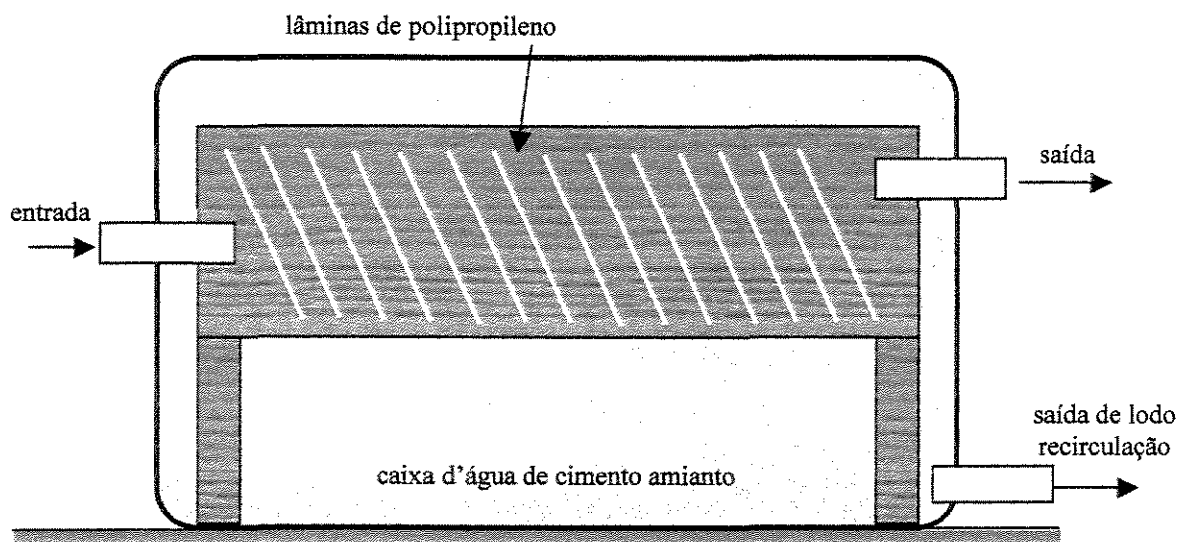


Figura 4.9 – Corte esquemático do decantador laminar secundário

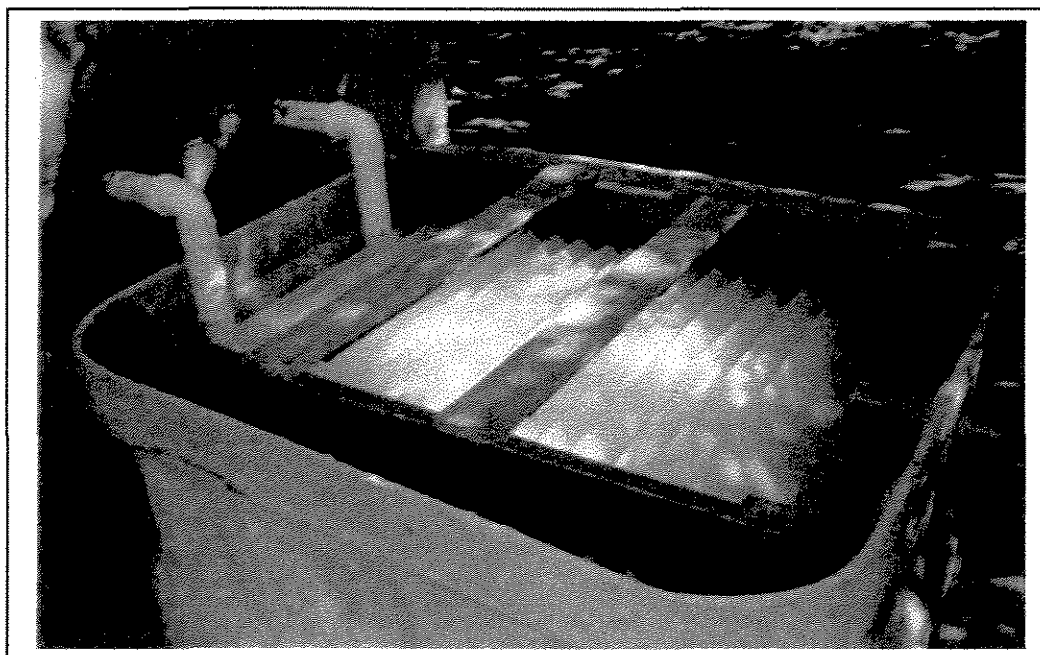


Figura 4.10 – Decantador laminar secundário.

4.2. Pontos de Amostragem

A amostragem foi feita de forma composta, com coletas de hora em hora, durante cinco horas uma vez por semana. A coleta foi feita por meio de tubos de 12,5 mm munidos de registro de gaveta instalados nas laterais do reator.

Os pontos principais de amostragem localizam-se a uma altura de um metro em relação ao fundo de cada câmara e, juntamente com os pontos localizados na entrada e saída do reator, totalizam um número de seis, conforme indicado na Tabela 4.2 e figura 4.7.

Tabela 4.2 – Pontos de amostragem principal.

Ponto de Amostragem	Localização
1 – E	Saída da caixa de medida de vazão
2 – C1	Saída da primeira câmara
3 – C2	Saída da segunda câmara
4 – C3	Saída da terceira câmara
5 – A	Saída da quarta câmara (aeróbia)
6 – S	Saída do decantador

Coleta nos pontos intermediários, localizados em cada câmara, situados a alturas de 20 cm, 40 cm e 60 cm em relação ao fundo do reator, conforme mostrado na Figura 4.6 e indicado na Tabela 4.3, foram feitas no último mês de operação visando o estudo da altura das mantas de lodo em cada câmara.

Tabela 4.3 – Pontos de amostragem intermediários.

Ponto de amostragem	Altura em relação ao fundo do reator (cm)	Localização
C1a	20	Câmara 1
C1b	40	Câmara 1
C1c	60	Câmara 1
C2a	20	Câmara 2
C2b	40	Câmara 2
C2c	60	Câmara 2
C3a	20	Câmara 3
C3b	40	Câmara 3
C3c	60	Câmara 3

4.3. Parâmetros Estudados e Operação do Reator

A determinação dos parâmetros foi feita no laboratório de saneamento do CESET – UNICAMP campus Limeira, tendo-se como base as metodologias descritas no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 18ª edição* (APHA, 1992), exceto para o parâmetro: ácidos voláteis para o qual utilizou-se a metodologia descrita por DiLALLO & ALBERTSON (1961). Deve-se ressaltar também o parâmetro alcalinidade intermediária (AI), calculado como $AI = AT - AP$, que indica a alcalinidade entre pH 5,75 e 4,3, devida a presença de ácidos voláteis, sendo: AP – alcalinidade parcial – medida até pH 5,75, é a alcalinidade devida a carbonatos e bicarbonatos e AT – alcalinidade total.

Os parâmetros estudados, bem como a frequência de análise, são descritos conforme a Tabela 4.4

Tabela 4.4 – Frequência de análises

PARÂMETRO	FREQÜÊNCIA DE ANÁLISE
pH	Semanal
Temperatura	Semanal
Alcalinidade	Semanal
Ácidos Voláteis	Semanal
DQO	Semanal
DBO	Semanal
Sólidos Totais	Semanal
Sólidos Suspensos	Semanal
Sólidos Sedimentáveis	Semanal
Fósforo	Eventual

A idéia inicial do projeto incluía a utilização de inóculo na primeira câmara, mas devido a grande quantidade de chuvas ocorrida nos meses anteriores ao início de operação do reator, e ao fato que parte das águas de chuva são carregadas para a rede de esgoto levando consigo grande quantidade de material inerte (areia, argila, pequenas pedras, etc.), lodo de boa qualidade para inóculo não foi encontrado. Optou-se, portanto, pela partida do reator sem o uso de inóculo.

A operação do reator foi iniciada no dia 05 de fevereiro de 1999, sem o uso de inóculo em nenhuma das câmaras, prosseguindo por 152 dias. O reator foi operado por 61 dias com tempo de detenção hidráulico total inicial de 30 horas, sendo 24 horas nas câmaras anaeróbias. Em seguida, o tempo de detenção hidráulico foi baixado para 17,5 horas, sendo 15 horas nas câmaras anaeróbias, e mantido por 63 dias; e, finalmente, baixado para 10 horas, sendo 8 nas câmaras anaeróbias, e mantido por 28 dias. As vazões utilizadas foram, respectivamente: 1,4 L.min⁻¹; 2,2 L.min⁻¹ e 4,2 L.min⁻¹. O tempo de detenção hidráulico em cada uma das câmaras com relação às vazões utilizadas pode ser observado na Tabela 4.5

Tabela 4.5 – Tempo de detenção hidráulico (h) em cada câmara com relação às vazões utilizadas

Compartimento	Vazão (L.min ⁻¹)		
	1,4	2,2	4,2
Câmara 1	12	7,5	4
Câmara 2	6	3,7	2
Câmara 3	6	3,7	2
Câmara aeróbia	6	3,7	2
Decantador secundário	6	3,7	2

A câmara aeróbia, que a princípio seria colocada em funcionamento juntamente com todo o reator, por problemas operacionais, foi mantida funcionando anaerobiamente por 86 dias. Sua operação aeróbia foi iniciada no dia 03 de maio de 1999 permanecendo até o final do período de análises, com um total de 66 dias.

A limpeza da caixa de nível constante foi feita semanalmente. A limpeza da grade presente na entrada da estação bem como do interceptor ficaram a cargo dos funcionários da empresa Águas de Limeira, responsável pelas instalações gerais da estação.

5. Resultados e Discussão

Os resultados obtidos com as análises do esgoto ao longo das câmaras estão apresentados sob a forma de gráficos onde observa-se a variação de cada parâmetro no decorrer do tempo de operação do reator.

A data inicial de operação do reator, 05 de fevereiro de 1999, será considerada como o primeiro dia de operação (1), sendo as outras datas dadas em função desta. As datas de mudança de vazão de entrada do reator serão indicadas nos gráficos com barras de separação vertical. O acionamento da câmara aeróbia, ocorrido no dia 03 de maio de 1999, correspondente ao 86º dia de operação do sistema, não será indicado nos gráficos, mas os resultados referentes a esta câmara somente serão apresentados a partir desta data.

5.1. Temperatura Atmosférica

Os valores de temperatura atmosférica, máximo e mínimo, são de extrema importância no processo de partida do reator pois interferem diretamente na variação de temperatura interna, crucial para o desenvolvimento da atividade biológica nos processos de tratamento de esgoto. Serão apresentados valores correspondentes às temperaturas obtidos na Estação de Tratamento de Esgotos da Graminha (Figura 5.1), onde localiza-se a instalação, e valores obtidos na estação meteorológica localizada no CESET, UNICAMP - campus de Limeira (Figura 5.2). Em ambos os locais os termômetros são localizados a sombra, mas, na ETE Graminha, não se encontra livre da ação dos ventos por estar localizado em local aberto, embora coberto. Pela localização da ETE Graminha, em um local com maior umidade, próximo a um riacho, com bastante vegetação ao redor e em local mais baixo que o campus CESET, as temperaturas obtidas apresentam algumas diferenças entre si.

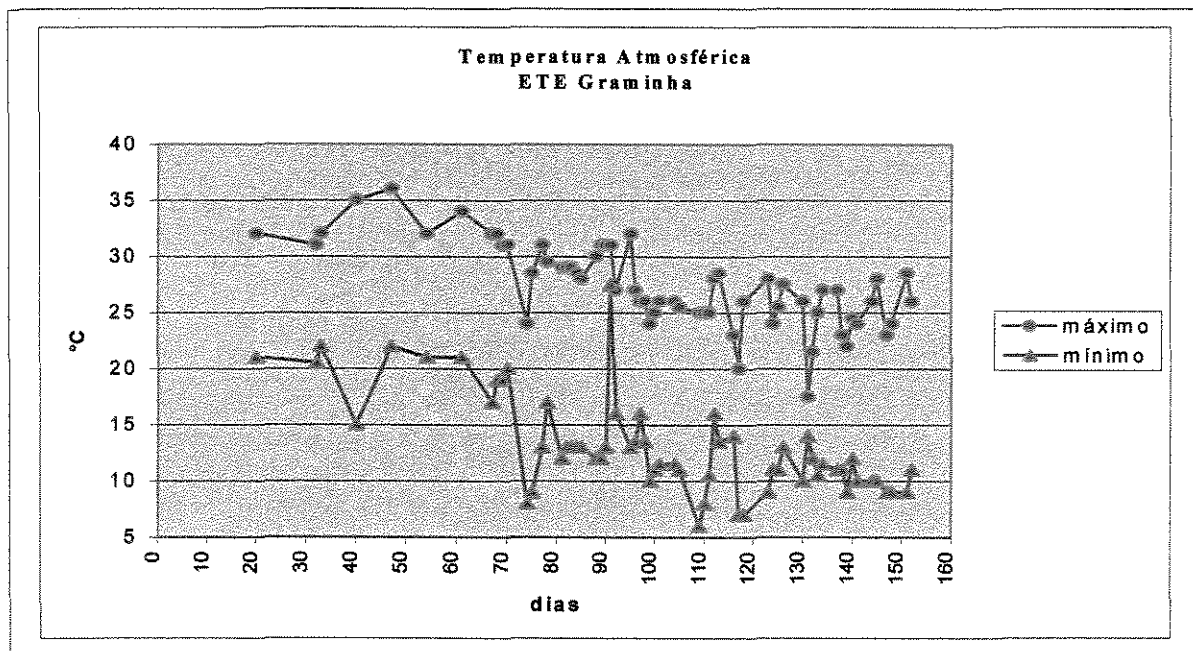


Figura 5.1 – Temperatura atmosférica registrada na ETE Graminha

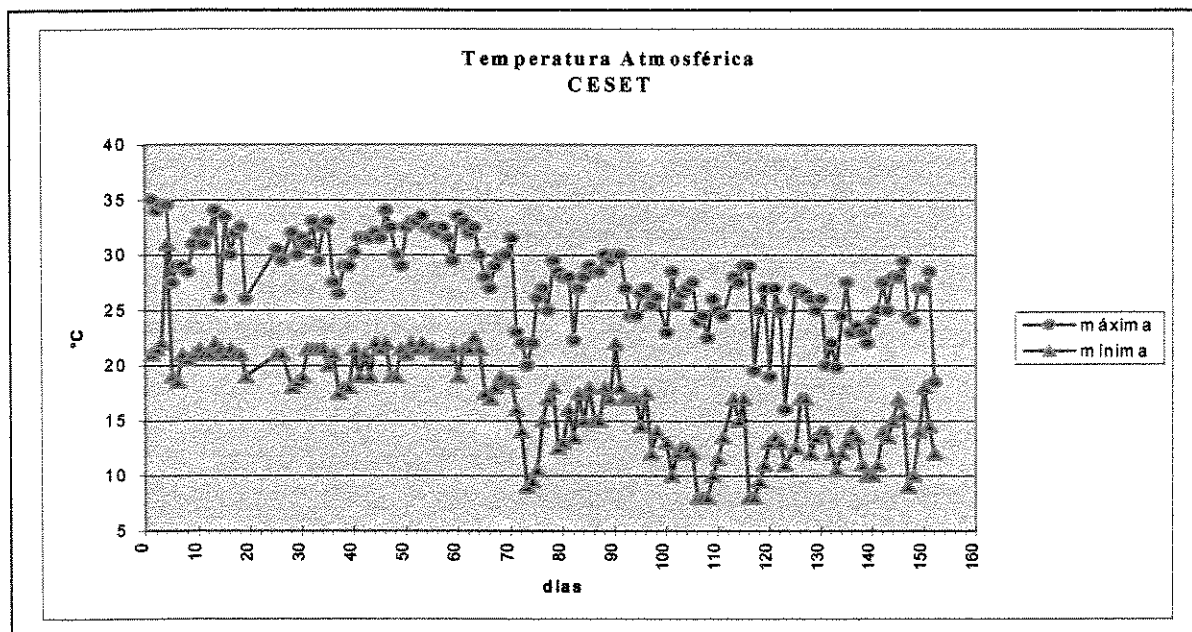


Figura 5.2 – Temperatura atmosférica registrada na estação meteorológica CESET

O início das atividades deu-se durante o verão, quando as temperaturas são mais altas. O reator manteve-se funcionando com temperaturas máximas próximas a ideal por volta de 65 dias, quando as temperaturas atmosféricas entraram em queda deixando a faixa de funcionamento do reator abaixo da faixa de melhor desenvolvimento microbiano.

5.2. Temperatura do esgoto

A temperatura interna do reator (Figura 5.3) foi observada durante os dias nos quais as coletas foram realizadas. A temperatura foi registrada pela leitura de um termômetro de mercúrio colocado diretamente no interior das câmaras.

Pela análise dos valores obtidos tem-se que, segundo LETTINGA et al, 1996 e CHERNICHARO, 1997, as temperaturas internas do reator situaram-se na maior parte do tempo na faixa mesofílica e, no final do acompanhamento, na parte psicofílica, distanciando-se da faixa ótima de operação.

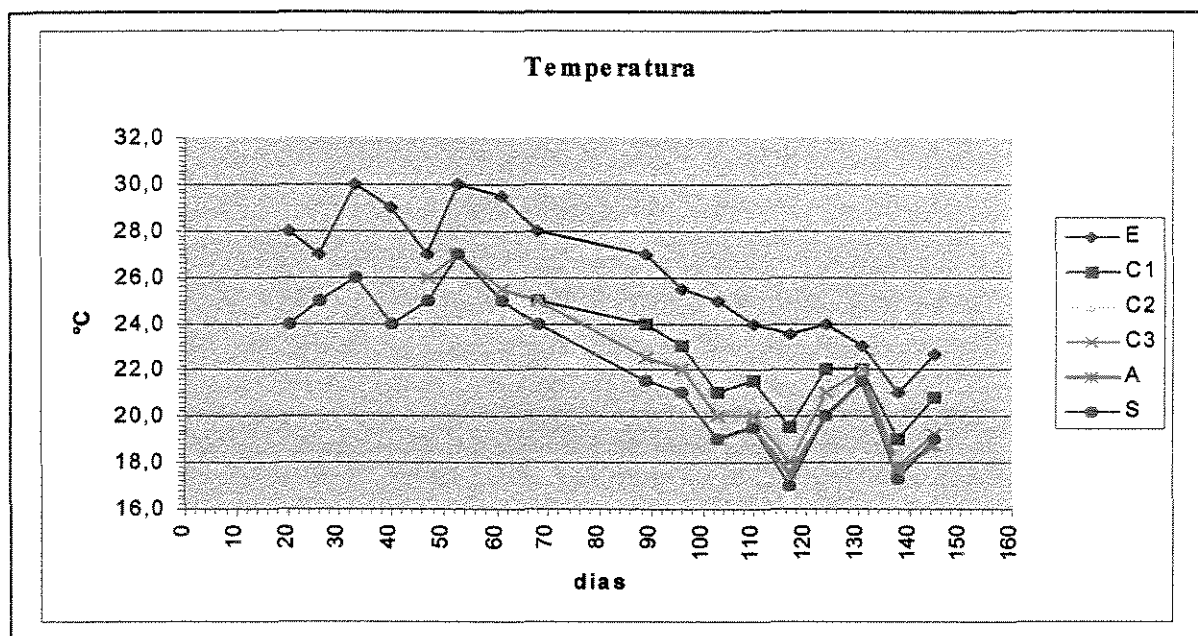


Figura 5.3 – Temperatura interna ao reator.

Comparando-se as temperaturas atmosféricas e interna do reator, nota-se que a temperatura atmosférica tem grande influência na manutenção da temperatura do efluente. Quedas de temperatura de até cerca de 8°C são notadas no interior do reator, aproximando a temperatura do líquido à temperatura atmosférica mínima.

Essa queda de temperatura no decorrer das câmaras pode ser explicada pela baixa inércia térmica que o reator possui, devido ao seu volume reduzido (2,5 m³), além do que, 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 um trocador de calor que em dias quentes aquece o esgoto e o ar e, em dias frios retira seu calor.

Outros fatores que podem contribuir com a queda de temperatura no decorrer das câmaras são o fato que o reator encontra-se em uma área que permanece sombreada por árvores na maior parte do tempo e as tampas de madeira não oferecem uma vedação total ao ar externo.

Deve-se também ressaltar que conforme a temperatura atmosférica diminui, a temperatura do esgoto de entrada do sistema também diminui, mostrando a existência de uma relação entre as temperaturas.

5.3. Índices Pluviométricos

Um dos fatores ambientais que interferem na qualidade do esgoto, é a quantidade de chuva ocorrida, como mostrado na Figura 5.4. que inclui os valores diários de precipitação entre 01 de janeiro de 1999 e a data final do acompanhamento do reator compartimentado híbrido. Os dados foram obtidos na estação meteorológica do CESET – UNICAMP, campus Limeira..

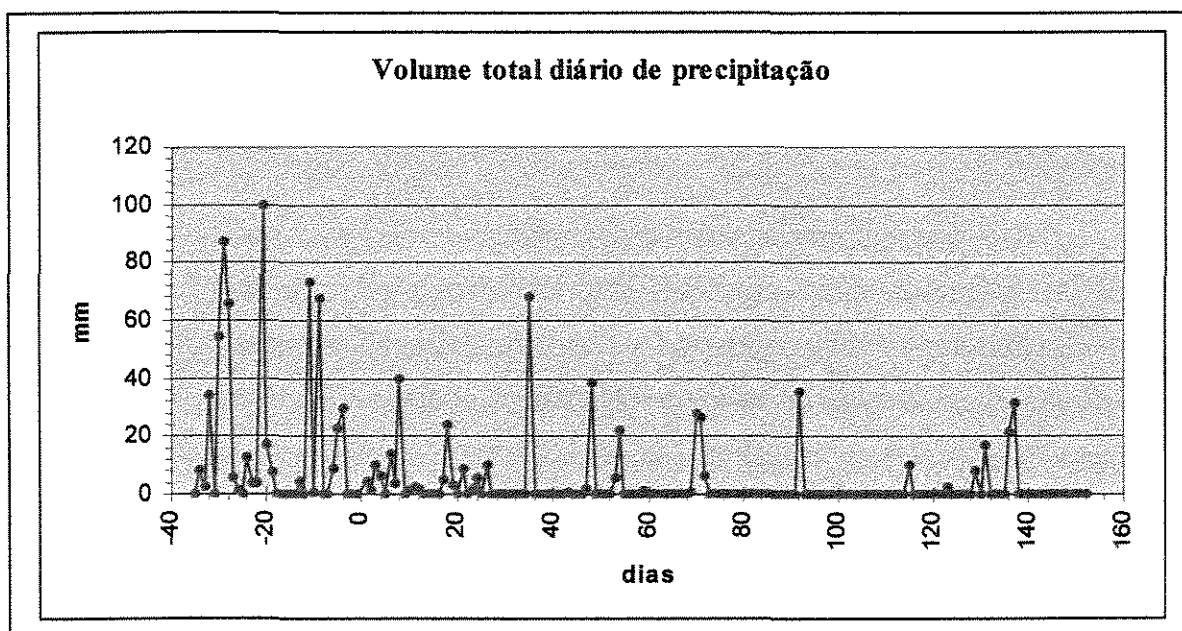


Figura 5.4. – Volume total diário de precipitação

5.4. Valores de pH

Assim como a temperatura, o pH (Figura 5.5) é um fator de grande importância na seleção de microrganismos presentes nos sistemas de tratamento de esgoto.

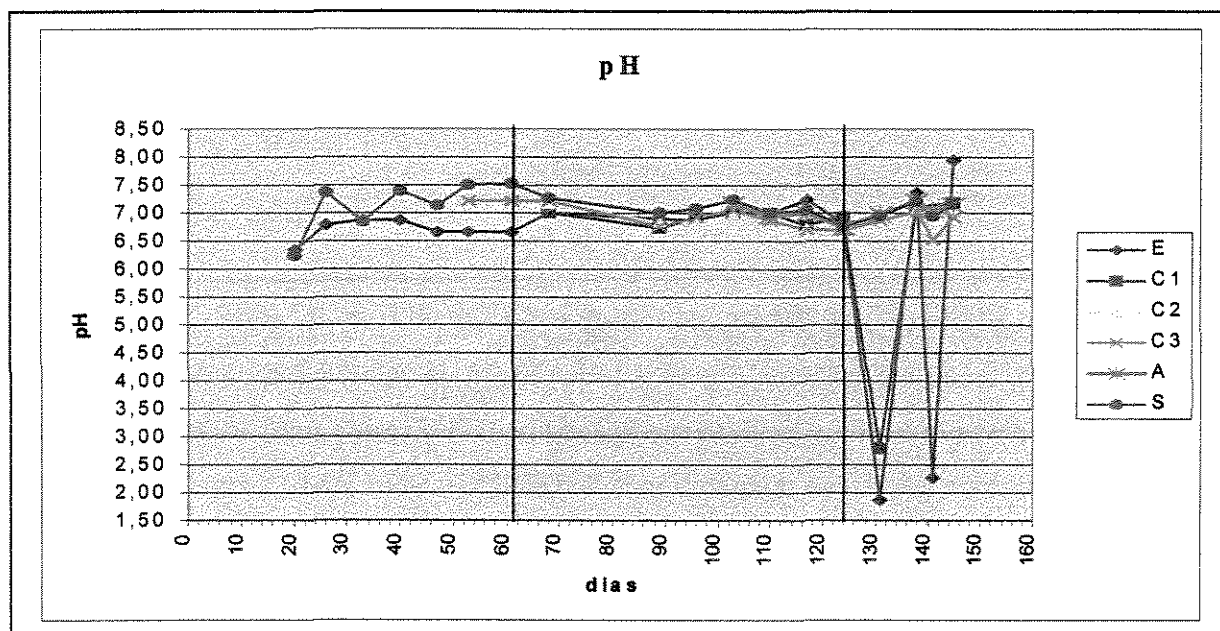


Figura 5.5 – pH em cada câmara ao longo do tempo

Nota-se que a grande maioria dos valores de pH, descontando-se os pontos com pH abaixo de 5 que são pontos especiais, situou-se durante todo o tempo, entre 6,5 e 7,5, valores considerados ótimos para tratamento de esgoto. Esses pontos com valor de pH baixo são, provavelmente, resultados de algum despejo industrial clandestino na rede de esgotos. Havia uma suspeita da existência de indústrias clandestinas na área de abrangência de coleta de esgotos da ETE Graminha após a visualização de uma camada prateada sobrenadante na caixa de entrada e na câmara 1 do reator compartimentado, ocorrida em intervalos não regulares nos meses de fevereiro e março. Essa enorme queda no valor de pH detectada nos últimos meses de operação reforça a suspeita da existência de despejos industriais na área. A localização exata dos despejos

e as substâncias que ocasionaram a queda nos valores de pH não foram identificados mas sabe-se que no município de Limeira existem várias pequenas indústrias de produção de bijuterias que podem ser as responsáveis por tais despejos.

Vale ressaltar que os efluentes das câmaras 3, aeróbia e a saída do reator praticamente não tiveram seu valor de pH alterado, o que mostra uma boa estabilidade e capacidade de absorção de choques do reator compartimentado híbrido, mesmo que esses choques ocorram em curtos intervalos de tempo, o que reforça as pesquisas de NACHAIYSIT & STUCKEY (1997a, 1997b).

5.5. Alcalinidade

A alcalinidade é o parâmetro que indica a capacidade de tamponamento do sistema. É a responsável por boa parte do equilíbrio do pH.

Para possibilitar um melhor entendimento serão apresentados três gráficos relativos à alcalinidade: a alcalinidade total (Figura 5.6), alcalinidade parcial (Figura 5.7) e relação de alcalinidade intermediária sobre alcalinidade parcial (Figura 5.8)

A relação AI/AP, segundo RIPLEY et al (1986 apud NOUR, 1996), é um importante parâmetro para a rápida verificação das condições operacionais da digestão anaeróbia. 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.

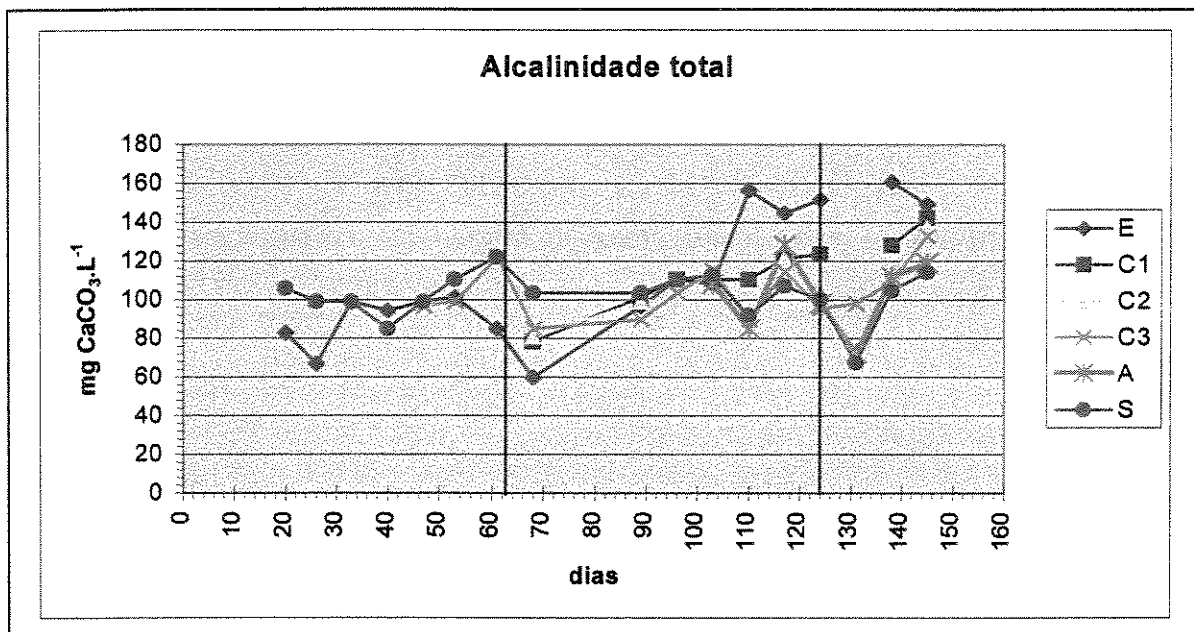


Figura 5.6 – Alcalinidade total

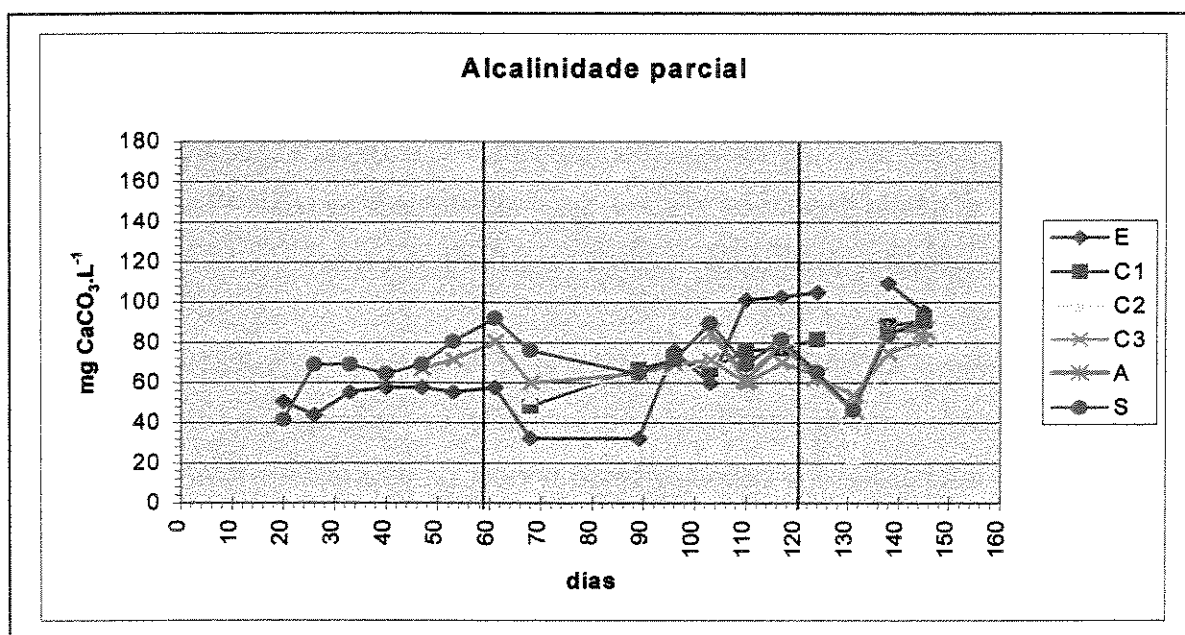


Figura 5.7 – Alcalinidade parcial

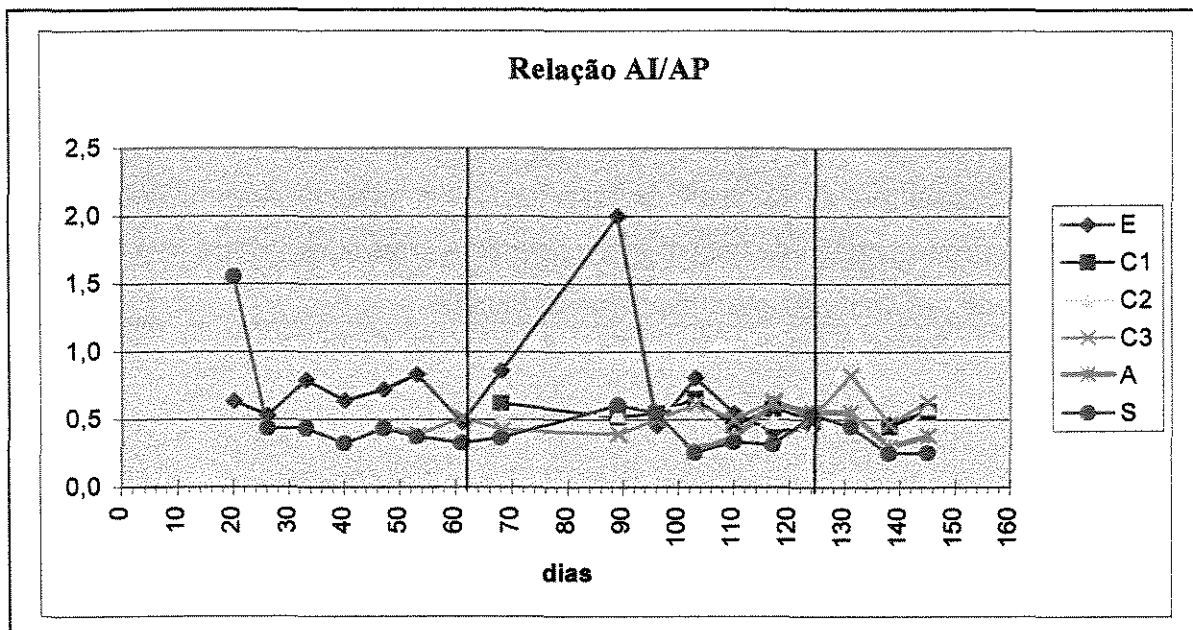


Figura 5.8 – Relação entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial

Pelos valores obtidos nas análises nota-se que tanto a alcalinidade total quanto a parcial variaram muito com o decorrer do tempo, para todos os pontos. A alcalinidade total teve uma amplitude de variação de 50 a 160 mg $\text{CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, enquanto a parcial teve uma variação de 20 a 110 mg $\text{CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$. Nota-se porém, que até o 105º dia de operação houve uma “geração” interna de alcalinidade, fazendo com que os valores da saída do reator possuísem maior alcalinidade que os da entrada. Parte dessa alcalinidade deve-se a presença de grandes quantidades de compostos surfactantes no esgoto afluente por se tratar de uma região de esgoto predominantemente doméstico (SPEECE, 1983b, apud POVINELLI, 1994).

Mesmo após os choques ácidos os valores de alcalinidade total e parcial voltaram rapidamente ao normal e apresentando um comportamento ascensional, seguindo a mesma tendência do comportamento anterior ao choque. Mais uma vez nota-se a boa capacidade de assimilação e recuperação do reator compartimentado híbrido em relação aos choques ácidos.

Analisando-se os valores da relação AI/AP pode-se notar que na maior parte do tempo essa relação situa-se próximo do valor 0,5 que indica que 50% da alcalinidade é relativa ao

bicarbonato e 50% relativa aos ácidos voláteis. Uma condição desejável seria que essa relação diminuísse, o que indicaria que a maior parte da alcalinidade seria devido ao bicarbonato e carbonato.

Os valores acima de 0,5 nas câmaras 2 e 3 (Figura 5.8), por volta do 130º dia de operação, confirmam que a ocorrência de despejos ácidos alterou a alcalinidade destas câmaras embora por um curto período de tempo, já que, em uma semana os valores estavam de volta aos mesmos patamares dos valores que antecederam o choque.

5.6. Ácidos Voláteis

O parâmetro “ácidos voláteis” (Figura 5.9) é de grande importância no acompanhamento da atividade das bactérias acidogênicas. O equilíbrio dos ácidos voláteis é um bom indicador de um adequado funcionamento do reator.

A primeira fase, com tempo de detenção hidráulico total de 30 horas foi a que mostrou um melhor equilíbrio com relação aos ácidos voláteis. A partir do 95º dia são verificados grandes desequilíbrios em relação aos ácidos voláteis na grande maioria das câmaras, embora a tendência de comportamento geral seja de queda nos níveis de ácidos voláteis. Pela análise desses resultados pode-se afirmar que está ocorrendo no reator uma eficiente metabolização dos ácidos.

Deve-se também notar a correlação existente entre a relação AI/AP e os ácidos voláteis. Pela comparação entre os gráficos (Figuras 5.8 e 5.9) verifica-se que o comportamento dos gráficos é semelhante. Um aumento nos níveis de ácidos voláteis representa um aumento nos valores de AI/AP. Nos pontos onde o aumento da relação AI/AP não se mostra tão intenso quanto o dos ácidos voláteis existe também o aumento da alcalinidade devido a bicarbonato e carbonato.

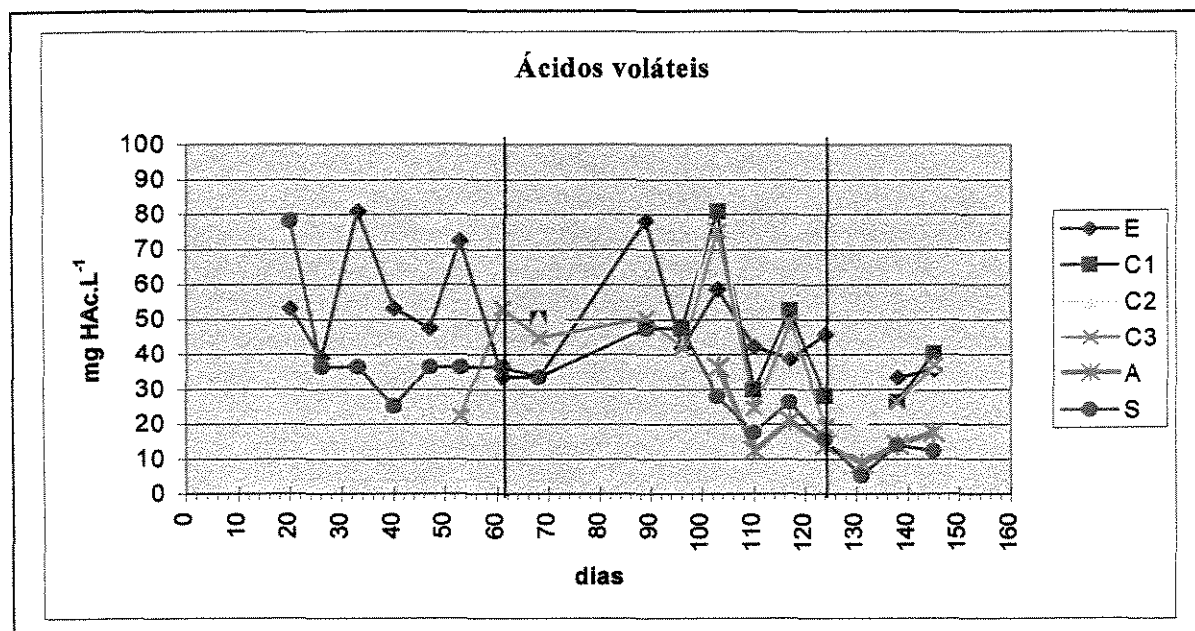


Figura 5.9 – Ácidos voláteis

O início de operação da câmara aeróbia faz com que os níveis de ácidos voláteis da saída do reator sejam bastante baixos independentemente dos valores registrados nas outras câmaras.

5.7. Demanda Química de Oxigênio – DQO

Os valores de DQO (Figura 5.10) do afluente ao reator compartimentado apresentaram uma grande variação ao longo do tempo de acompanhamento, ficando com a maioria dos valores compreendidos entre 350 e 800 mg O₂ L⁻¹, enquanto os valores de saída situaram-se, na sua maioria, entre 100 e 300 mg O₂ L⁻¹. Os valores de eficiência de remoção obtidos são mostrados na Figura 5.11.

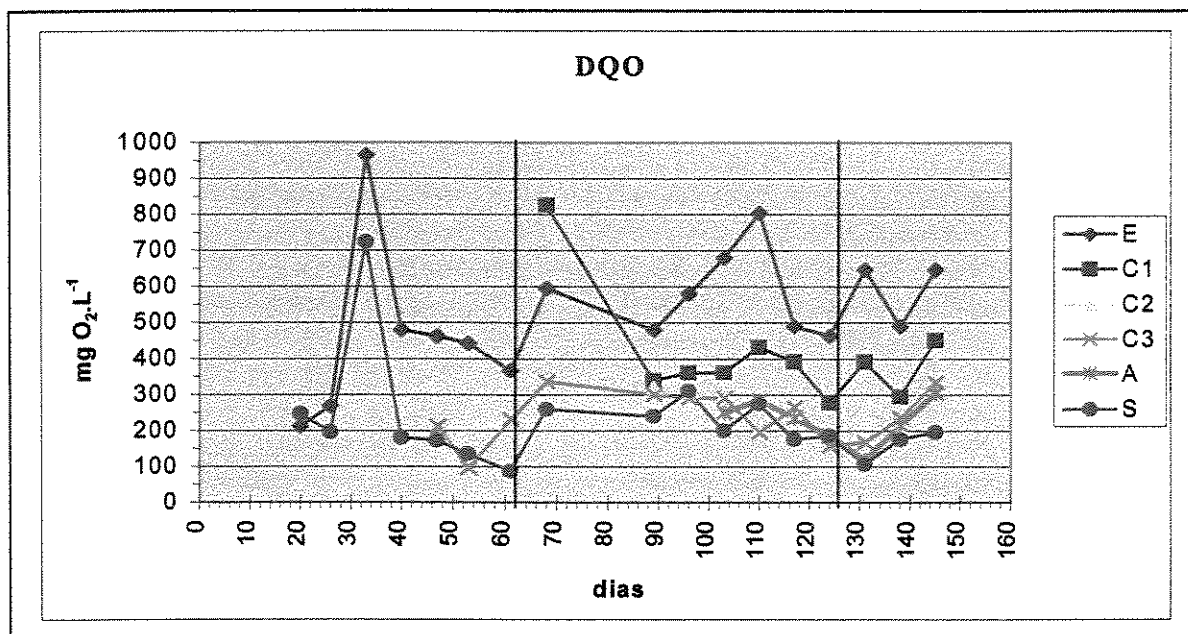


Figura 5.10 – DQO – demanda química de oxigênio

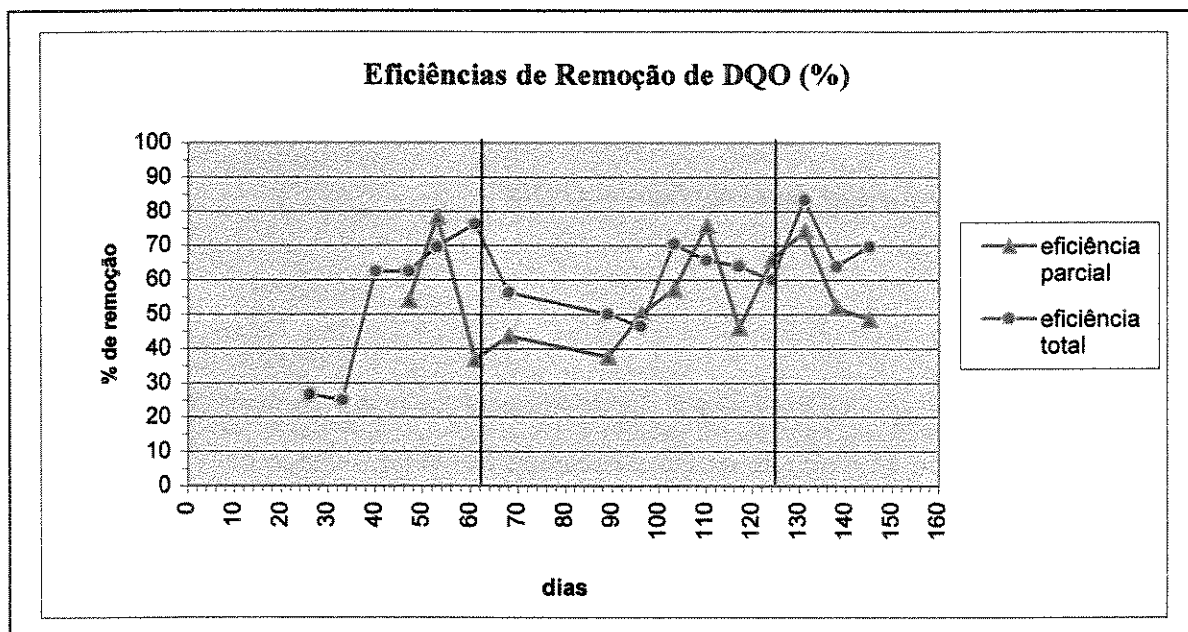


Figura 5.11 – Eficiência de remoção de DQO

Mesmo com poucos dias de funcionamento o reator mostrou-se com uma boa eficiência de remoção de DQO. Os valores de remoção mostrados na Figura 5.11, tem-se por eficiência parcial a eficiência de remoção de DQO entre a entrada do reator e a saída da câmara 3 (parte anaeróbia do reator) e, eficiência total, a eficiência de remoção entre a entrada e a saída do reator, compreendendo a parte anaeróbia, aeróbia e o decantador secundário.

Os valores médios de remoção total de DQO encontrados para os três tempos de detenção hidráulico estudados: 30 horas, 17,5 horas e 10 horas, são, respectivamente: $53,8 \pm 22,2\%$, $59,1 \pm 8,7\%$ e $72,3 \pm 9,9\%$. Para a remoção parcial de DQO, os valores médios encontrados foram respectivamente: $56,4 \pm 20,8\%$, $53,7 \pm 13,4\%$ e $58,2 \pm 13,9\%$. Vale lembrar que os valores obtidos são relativos ao processo de partida do reator, já que para reatores em equilíbrio, quanto maior o tempo de detenção, maior a eficiência de remoção. Deve-se ressaltar que a câmara aeróbia foi colocada em funcionamento somente após o 86º dia, permanecendo, antes desta data, em funcionamento anaeróbio. Pode-se notar em ambos os conjuntos de valores a tendência de aumento da eficiência do reator, embora um equilíbrio ainda não houvesse sido atingido. Essa tendência ao equilíbrio também pode ser notada através da verificação dos desvios padrões que tem sido reduzidos sensivelmente com o tempo.

Os valores de eficiência parcial de remoção de DQO (que levam em conta somente as câmaras anaeróbias) ficaram pouco acima dos valor médio de 50% obtido por POVINELLI 1994 para a partida de um reator compartimentado anaeróbio de 3 câmaras seguidos por filtro de pedras.

O valor de remoção de DQO entre a entrada e a saída da primeira câmara é de $36,7 \pm 8,7\%$. Praticamente metade da remoção total de DQO é realizada entre a entrada e a primeira câmara. Esse fato está em acordo com o estudo realizado por CLARETO, 1997 onde a maior parte da DQO de um reator compartimentado anaeróbio tratando líquidos percolados gerados em aterro sanitário foi removida na primeira câmara.

5.8. Taxa de carregamento orgânico

Os valores da taxa de carregamento orgânico são mostrados na Figura 5.12.

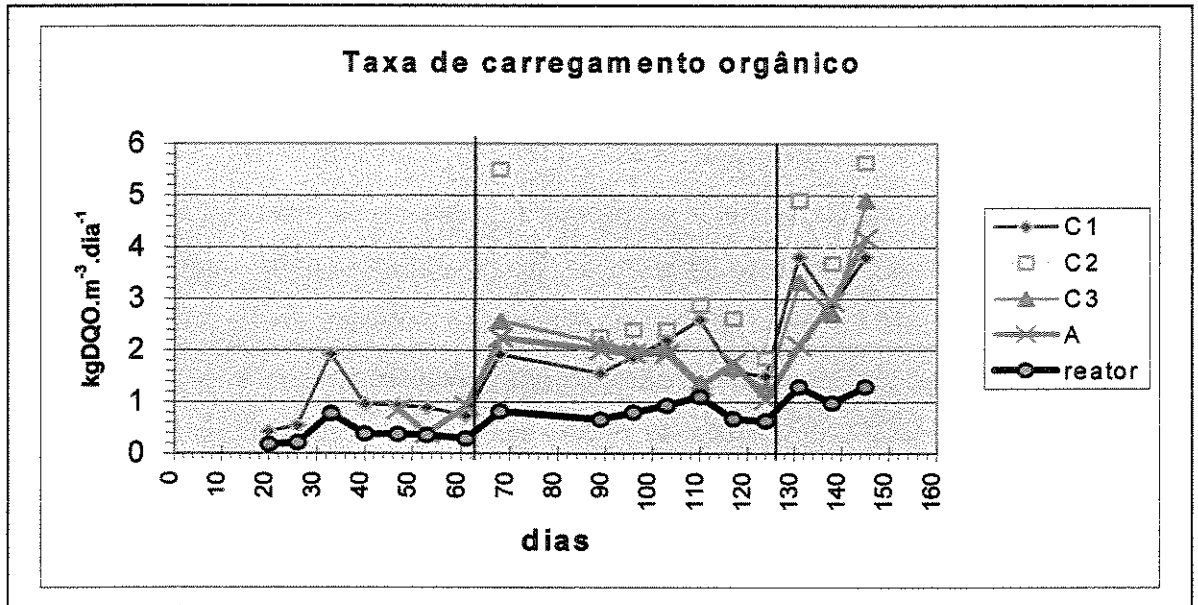


Figura 5.12 – Taxa de carregamento orgânico.

A redução do tempo de detenção hidráulico faz com que a carga orgânica presente no reator aumente. Comparando-se as figuras 5.11 e 5.12 pode-se notar que na passagem do tempo de detenção hidráulico de 30 para 17,5 horas, devido ao aumento de carga orgânica, há um pequeno decréscimo na eficiência. Já na passagem do tempo de detenção hidráulico de 17,5 para 10 horas não há a queda na eficiência, provavelmente devido à maior quantidade de biomassa ativa presente no reator.

Cada uma dessas mudanças no tempo de detenção hidráulico pode ser considerada como um choque orgânico e hidráulico no reator. Como as respostas a choques do reator compartimentado são rápidas (NACHAIYASIT & STUCKEY, 1997a, 1997b), a eficiência do reator volta em poucos dias ao normal.

5.9. Demanda Bioquímica de Oxigênio - DBO

Assim como a DQO, nota-se que os valores de DBO de entrada são bastante variáveis ao longo do tempo de operação do reator compartimentado híbrido, como apresentado na Figura 5.13.

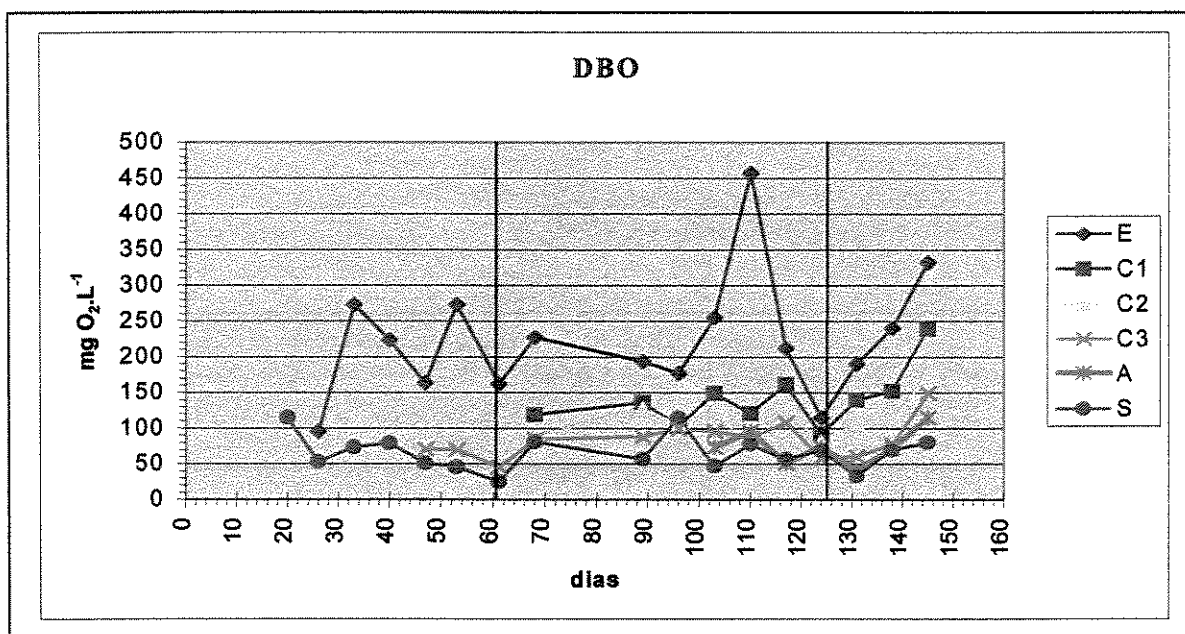


Figura 5.13 – Demanda bioquímica de oxigênio - DBO

A variação da DBO na saída do reator foi bem mais amena se comparada com a variação dos valores do esgoto afluente, o que significa sinais de estabilidade do processo, indicando a tendência de equilíbrio do reator.

Mesmo com o despejo ácido, a DBO do esgoto coletado na saída do reator foi pouco afetada, mantendo seu comportamento anterior ao despejo. O comportamento das outras câmaras não pode ser avaliado, em relação ao despejo ácido, apenas por esse parâmetro já que além dos efeitos do despejo, a DBO afluente também teve seu valor aumentado, promovendo um conjunto de fatores desfavoráveis à obtenção de conclusões significativas.

A eficiência de remoção de DBO ao longo do tempo pode ser vista na Figura 5.14 onde tem-se por eficiência parcial o resultado da remoção de DBO na parte anaeróbia do reator, entre a entrada e a câmara 3. Por sua vez, a eficiência total de remoção de DBO é a encontrada entre a entrada e a saída do reator, considerando-se a parte anaeróbia, a parte aeróbia e o decantador secundário.

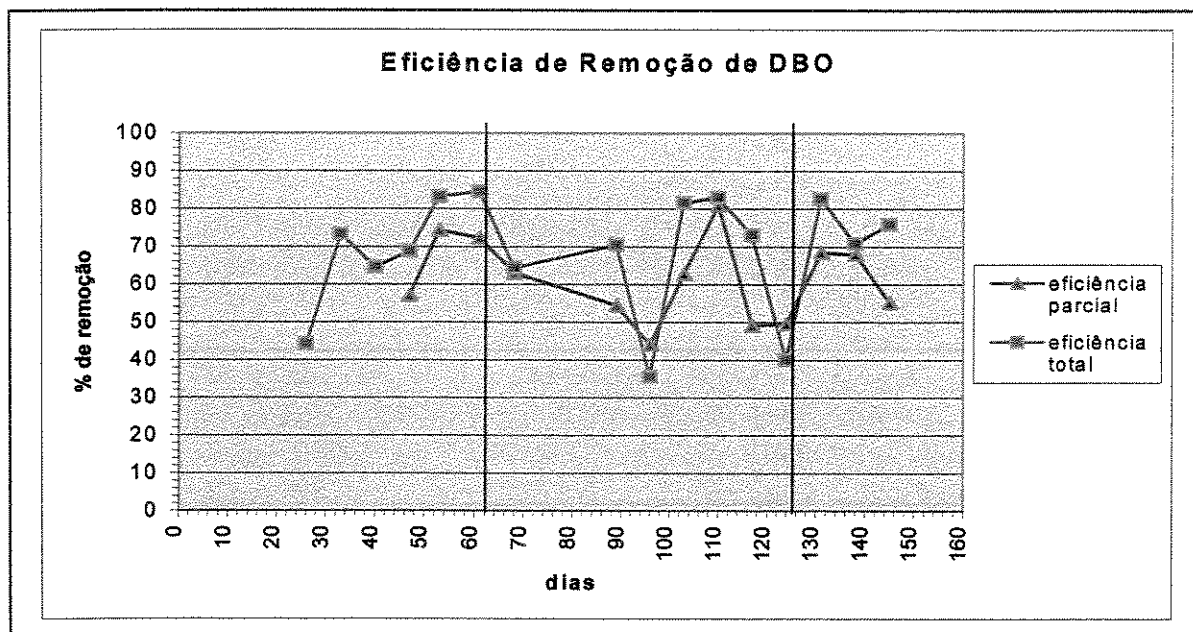


Figura 5.14 – Eficiência de remoção de DBO

Os valores médios de eficiência total de remoção de DBO para cada valor de tempo de detenção hidráulico estudado (30 horas, 17,5 horas e 10 horas) são, respectivamente: $70 \pm 15\%$, $64 \pm 19\%$ e $76 \pm 6\%$. Os valores médios de eficiência parcial de remoção de DBO para cada valor de tempo de detenção hidráulico estudado são respectivamente: $68 \pm 9,3\%$, $58 \pm 12,5\%$ e $64 \pm 7,5\%$. Os resultados obtidos na presente pesquisa, mostram-se em acordo com os obtidos por POVINELI 1994, com a partida de um reator compartimentado anaeróbio de 3 câmaras sem o uso de inóculo, onde a faixa de remoção de DBO foi de aproximadamente 70%.

Tanto a eficiência parcial quanto a eficiência total não foram alteradas significativamente após o despejo ácido, confirmando a capacidade de recuperação e absorção dos choques.

5.10. Sólidos Sedimentáveis

A maior parte dos sólidos sedimentáveis presentes no esgoto afluyente foi retido na câmara 1 como pode ser visto na Figura 5.15.

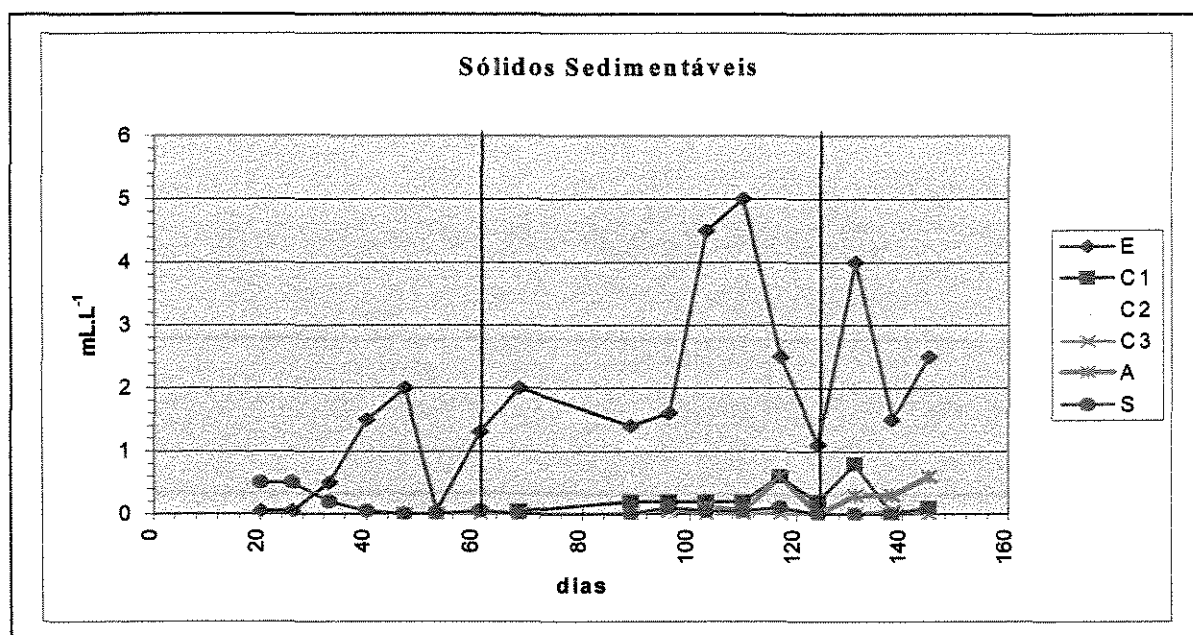


Figura 5.15 – Sólidos sedimentáveis

Quantidades bastante reduzidas, em torno de $0,1 \text{ mg.L}^{-1}$, de sólidos sedimentáveis chegaram a ser detectados na saída da câmara 1 após a mudança do tempo de detenção hidráulico total de 30 horas para 17,5 horas. Esse aumento na quantidade de sólidos sedimentáveis detectado nessa câmara deve-se ao aumento da velocidade ascensional do esgoto provocado pelo aumento da vazão, assim, partículas mais leves de sólidos, que antes sedimentavam na câmara 1, foram arrastadas junto com o esgoto. Nota-se porém que não foram, mesmo assim, detectados sólidos sedimentáveis na saída da câmara 2.

A partir do 110º dia de operação, sólidos sedimentáveis também foram detectados na câmara aeróbia, isso mostra que em um curto período de tempo, cerca de 25 dias, já havia uma atividade biológica aeróbia nessa câmara, formando flocos visíveis. Mesmo com a geração de

sólidos sedimentáveis nesta câmara, o efluente do reator, graças a presença do decantador laminar, mostrou-se de ótima qualidade quanto aos sólidos sedimentáveis, sempre apresentando valores inferiores a $0,1 \text{ mg.L}^{-1}$.

O aumento na concentração de sólidos sedimentáveis na câmara aeróbia nos últimos dias de operação pode estar relacionado à diminuição do valor de pH ocorrida no efluente bruto, consequência de uma alteração na atividade microbiana existente nas câmaras anteriores.

5.11. Sólidos Totais

O comportamento dos sólidos totais (Figura 5.16.) no interior do reator ao longo do tempo manteve-se oscilando em uma pequena faixa, apesar da grande variação dos sólidos totais de entrada, independentemente do tempo de detenção hidráulico empregado, indicando a rápida obtenção do equilíbrio do reator para esse parâmetro.

Pela observação da Figura 5.17 (eficiência de remoção de sólidos totais ao longo do tempo) nota-se que o comportamento de remoção dos sólidos, embora bastante variável, tende a ser ascendente. As médias de remoção obtidas durante todo o tempo de operação do reator são: $46,6 \pm 15 \%$ para a remoção parcial, realizada entre a entrada e a câmara 3 compreendendo a parte anaeróbia do reator, e $51,1 \pm 19,3 \%$ para a remoção total de sólidos, realizada entre a entrada e a saída do reator, compreendendo a parte anaeróbia, aeróbia e decantador laminar.

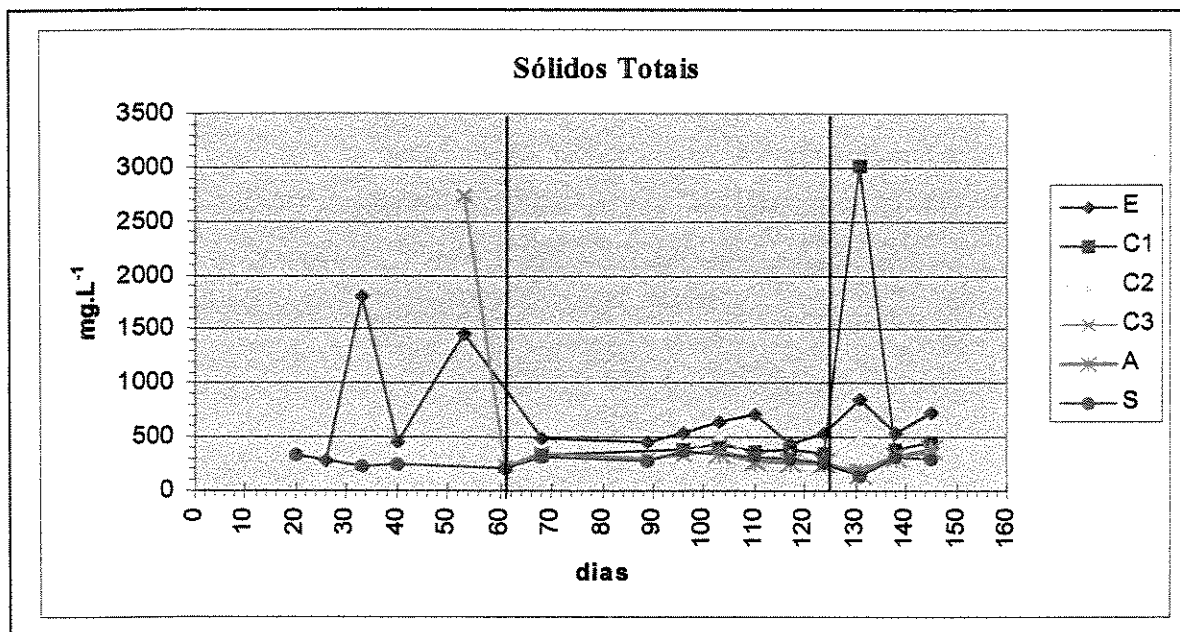


Figura 5.16 – Sólidos totais ao longo do tempo.

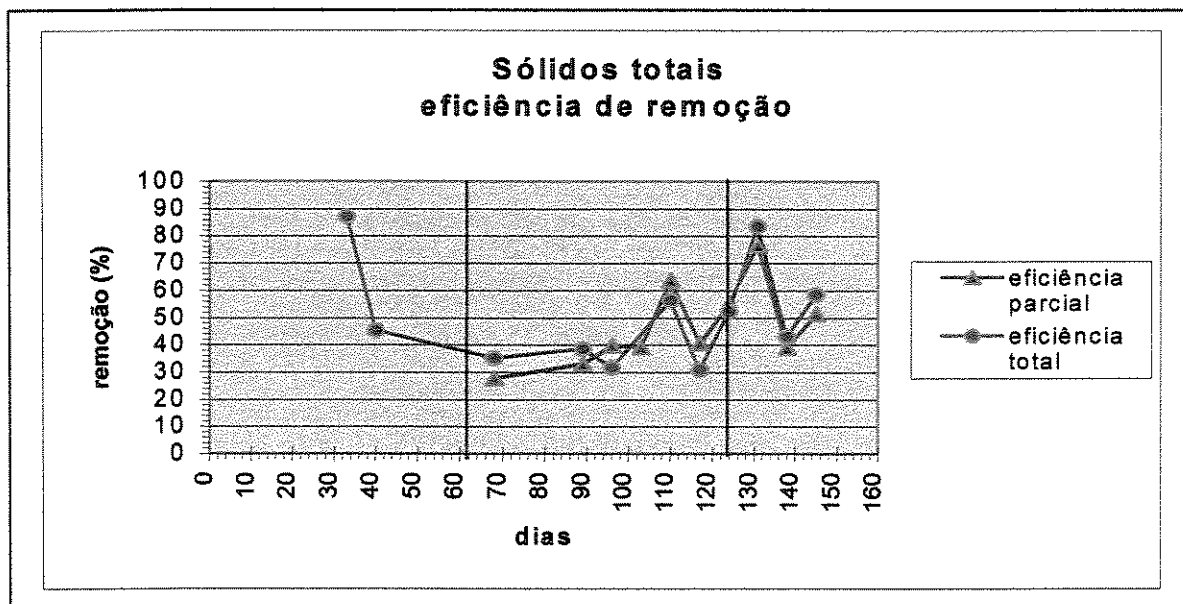


Figura 5.17 – Eficiência de remoção de sólidos totais ao longo do tempo

Como já observado anteriormente, o comportamento dos sólidos da saída do reator manteve-se em patamares praticamente constantes em torno de 270 mg.L^{-1} , portanto, a variação da eficiência de remoção deve-se, em grande parte, as variações ocorridas no esgoto afluente ao reator. A eficiência de remoção de sólidos totais da câmara 1 foi de $32 \pm 10,9\%$, totalizando cerca de 62% da remoção média obtida no reator, confirmando, mais uma vez, sua grande importância para a configuração empregada no tratamento.

Observando-se os resultados obtidos para sólidos totais fixos (Figura 5.18) nota-se uma variação desse parâmetro entre 10 e 350 mg.L^{-1} ao longo de todas as câmaras, bem como na entrada e saída do reator. A média de remoção obtida para esse parâmetro foi de 21%, embora, algumas vezes, apresentasse valores negativos de remoção – maior quantidade de sólidos fixos na saída que na entrada do reator – podendo ter sido ocasionado pela diferença entre o tempo de detenção hidráulico e o intervalo de tempo utilizado na coleta de amostras.

O comportamento dos sólidos totais e dos sólidos voláteis totais (Figura 5.19) é muito semelhante ao longo de todas as fases do reator, independente do tempo de detenção hidráulico empregado.

Os valores de saída de sólidos totais voláteis, mantiveram-se, desde o início da operação, em valores que oscilam entre 33 e 247 mg.L^{-1} , mantendo um valor médio de 146 mg.L^{-1} , enquanto os valores de entrada oscilaram entre valores de 157 a 1715 mg.L^{-1} (variação de 1.092%) mantendo um valor médio de 530 mg.L^{-1} . O valor médio de remoção de sólidos totais voláteis foi de 60%.

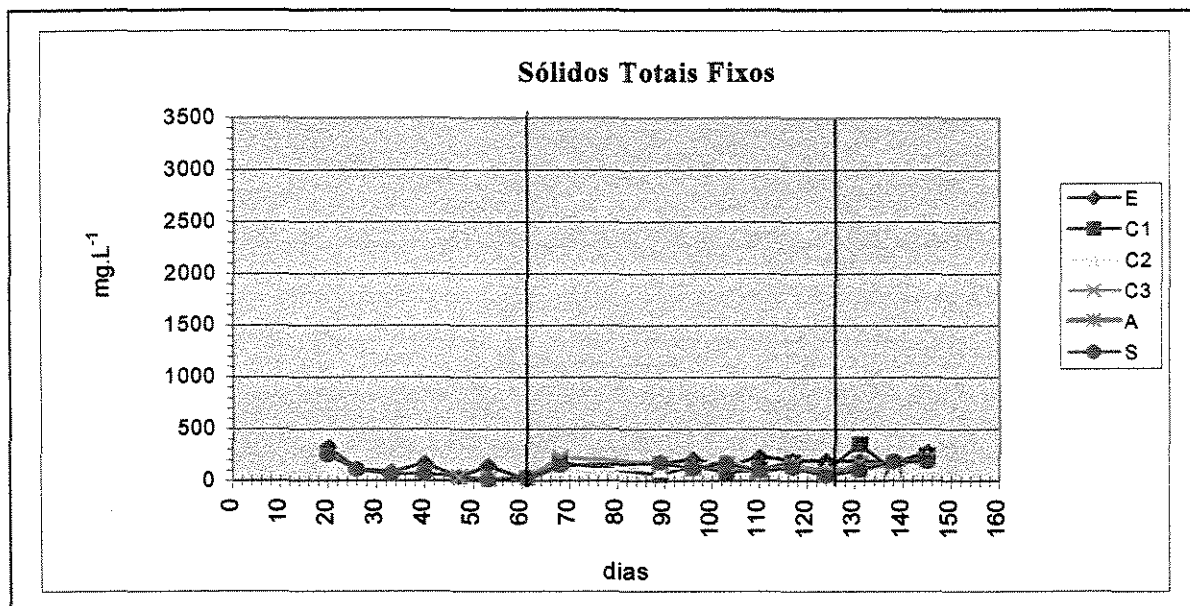


Figura 5.18 – Sólidos totais fixos ao longo do tempo

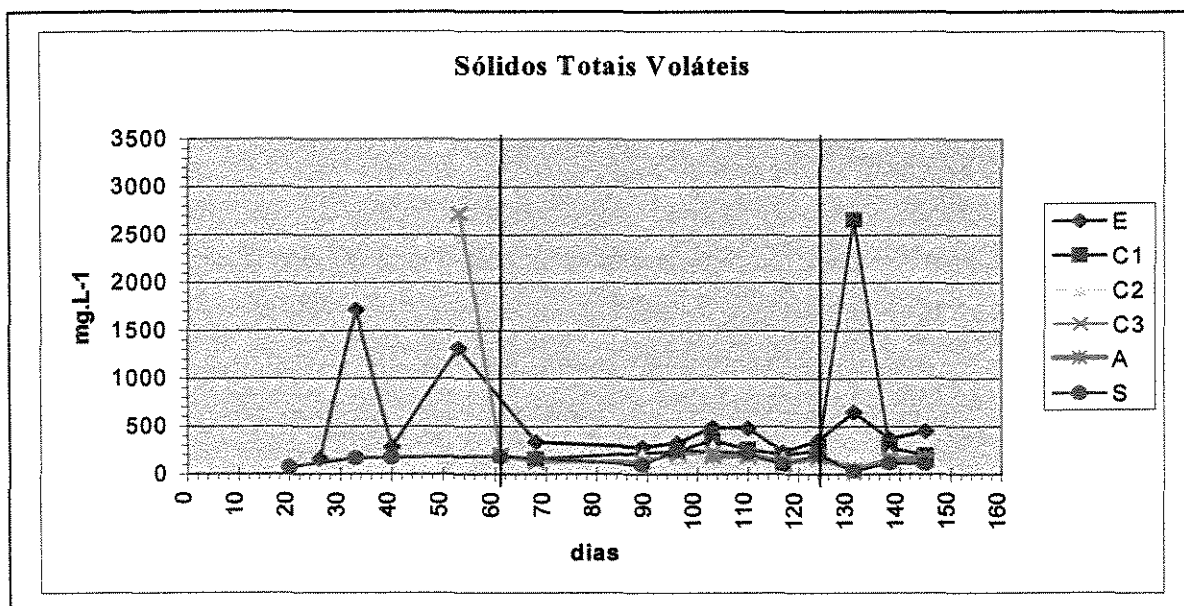


Figura 5.19 – Sólidos totais voláteis ao longo do tempo

5.12. Sólidos Dissolvidos

Os resultados obtidos para sólidos dissolvidos podem ser observados nas Figuras 5.20, 5.21 e 5.22. Nota-se o mesmo comportamento obtido para sólidos totais: variações semelhantes ao longo do tempo para sólidos dissolvidos totais e sólidos dissolvidos voláteis e uma ausência aparente de relação entre os tempos de detenção hidráulico empregados e os resultados obtidos.

Os valores médios obtidos para sólidos dissolvidos totais foram: 767 mg.L⁻¹ na entrada e 208 mg.L⁻¹ na saída do reator. Já para sólidos dissolvidos fixos, os valores médios encontrados foram de 142 mg. L⁻¹ na entrada e 110 mg.L⁻¹ na saída, e, para sólidos dissolvidos voláteis foram de 669 mg.L⁻¹ e 571 mg.L⁻¹ respectivamente na entrada e saída do reator.

A remoção de sólidos dissolvidos, utilizando-se o reator compartimentado híbrido, foi pequena e bastante instável. São, respectivamente, para remoção de sólidos dissolvidos totais, sólidos dissolvidos fixos e sólidos dissolvidos voláteis de: $44 \pm 43,7\%$, $16 \pm 47,9\%$ e $34 \pm 45,6$.

Nota-se que os valores dos desvios padrão são aproximadamente iguais ou maiores que os valores das médias, sendo isso uma evidência da grande variação ocorrida durante o acompanhamento do reator.

Muitas vezes, para todos os parâmetros relativos à sólidos dissolvidos, ocorreu que os valores de saída do reator eram mais altos que a entrada, isso pode ser resultado da diferença de intervalos de tempo utilizado para tempo de detenção hidráulico e tempo de coleta das amostras, ou pode estar havendo o arraste de sólidos produzidos no interior do reator .

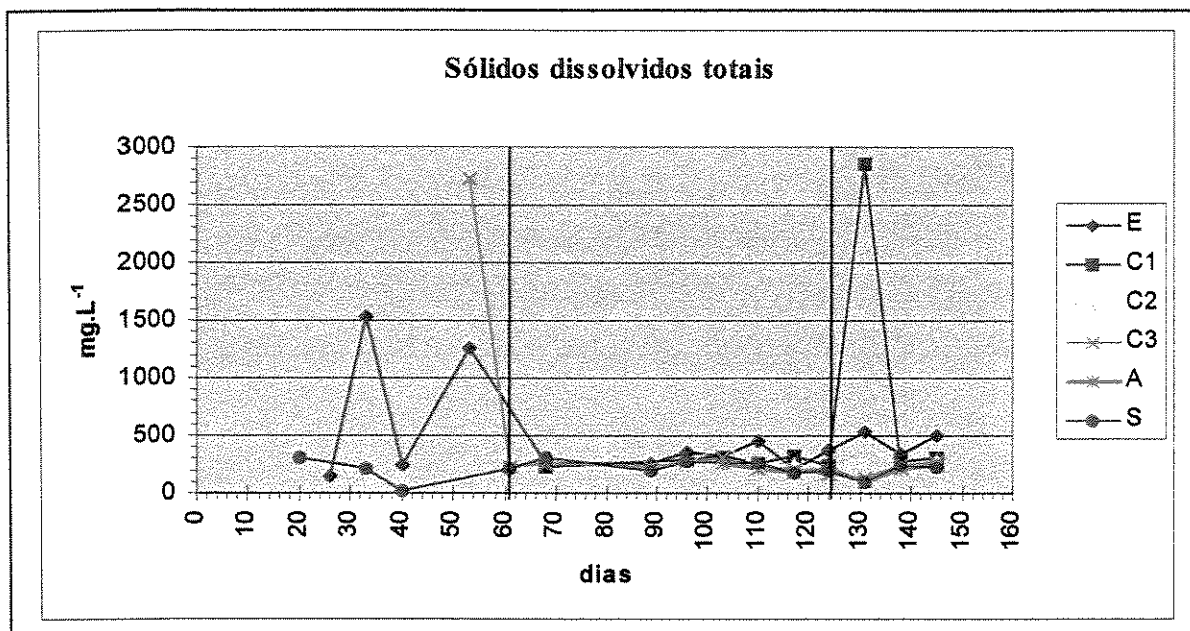


Figura 5.20 – Sólidos dissolvidos totais ao longo do tempo

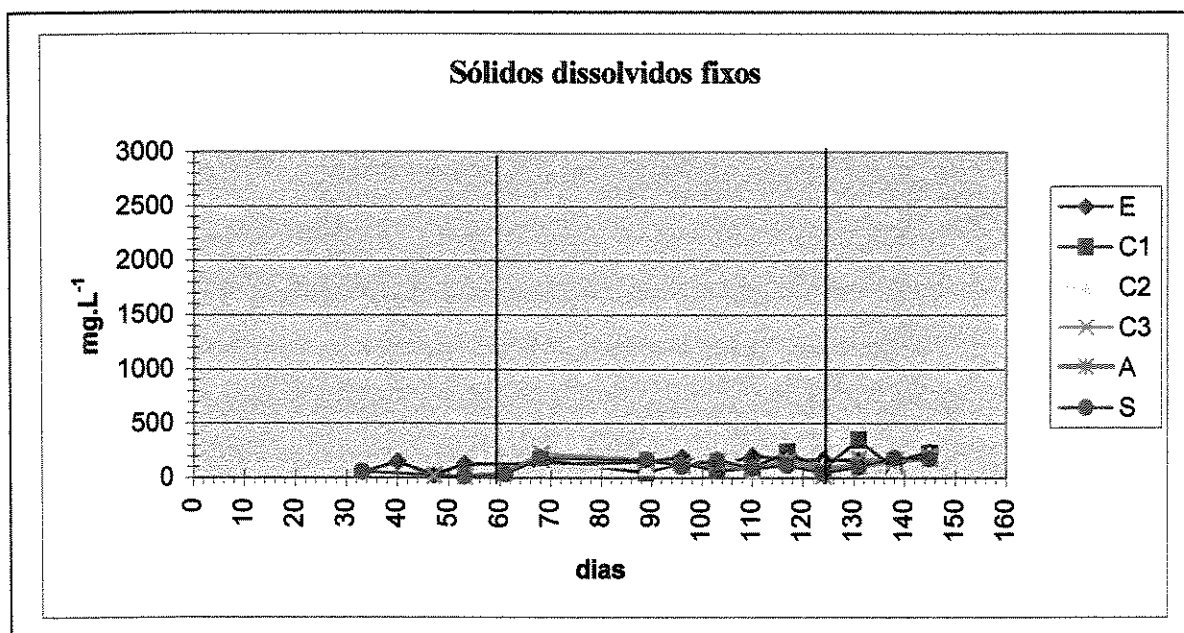


Figura 5.21 – Sólidos dissolvidos fixos ao longo do tempo

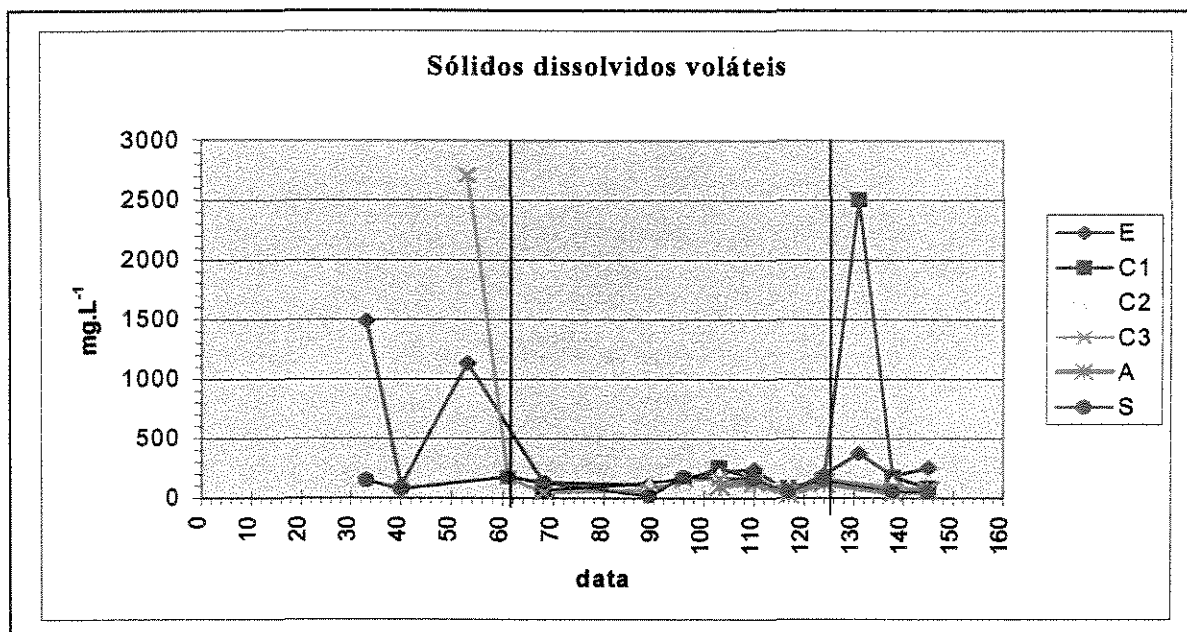


Figura 5.22 – Sólidos dissolvidos voláteis ao longo do tempo

5.13. Sólidos Suspensos

Tem-se como resultados obtidos para sólidos suspensos (Figuras 5.23, 5.24 e 5.25) valores médios de sólidos suspensos totais de $218 \pm 57,1 \text{ mg.L}^{-1}$ para a entrada e $54 \pm 57,2$ para a saída; para sólidos suspensos fixos: $34 \pm 26 \text{ mg.L}^{-1}$ para a entrada e $17 \pm 35,5$ para a saída e, para sólidos suspensos voláteis, os valores médios obtidos são: $193 \pm 43,4 \text{ mg.L}^{-1}$ e $47 \pm 25,7 \text{ mg.L}^{-1}$ para a entrada e saída respectivamente.

Para sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis houve uma variação considerável de remoção com a variação do tempo de detenção hidráulico.

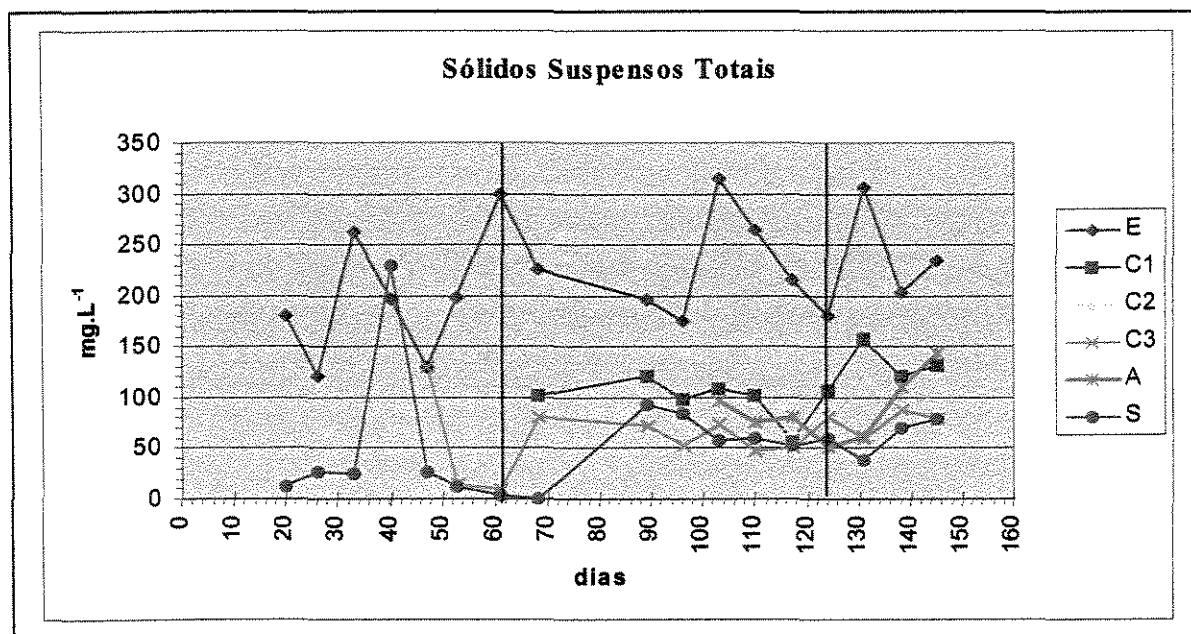


Figura 5.23 – Sólidos suspensos totais ao longo do tempo.

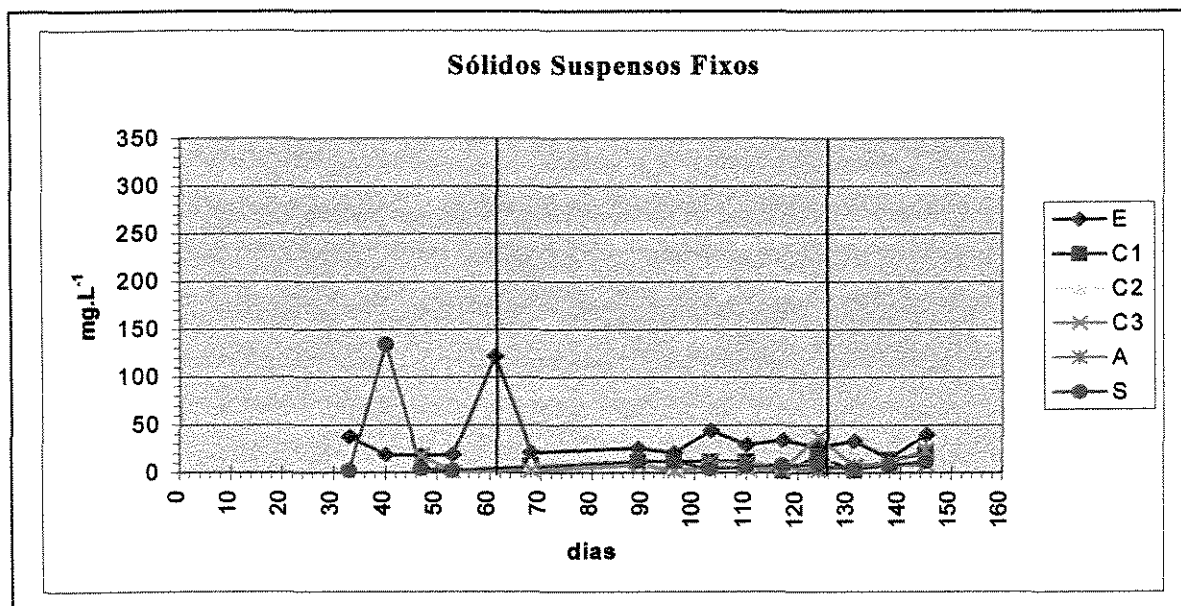


Figura 5.24 – Sólidos suspensos fixos ao longo do tempo

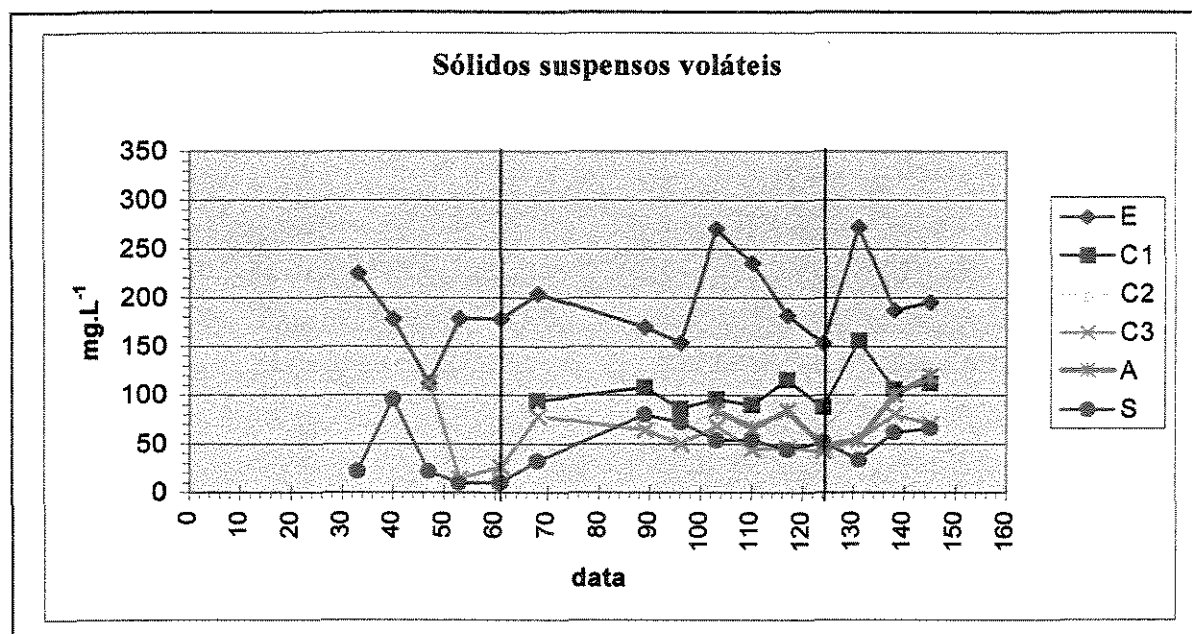


Figura 5.25 – Sólidos suspensos voláteis ao longo do tempo

Os valores médios da eficiência de remoção de sólidos suspensos totais, respectivamente para a remoção parcial e total, foram: $95 \pm 2,8 \%$ e $74 \pm 40,8 \%$ para TDH de 30 horas, $70 \pm 9,2 \%$ e $72 \pm 16,9 \%$ para TDH de 17,5 horas e, $68 \pm 11,5 \%$ e $73 \pm 12,4 \%$ para TDH de 10 horas.

Para a remoção de sólidos suspensos fixos os valores médios de remoção, respectivamente para a remoção parcial e remoção total, foram: $62 \pm 43,7 \%$ e $73 \pm 17,5 \%$.

Para a remoção de sólidos suspensos voláteis, os valores médios obtidos para cada tempo de detenção hidráulico, respectivamente para a remoção parcial e total, foram: $59 \pm 51,2 \%$ e $81 \pm 20,3 \%$ para TDH de 30 horas; $71 \pm 7,2 \%$ e $70 \pm 12,7 \%$ para TDH de 17,5 horas; e, $67 \pm 11,8 \%$ e $74 \pm 12,4 \%$ para TDH de 10 horas

Foi observado que tanto a fase de TDH de 30 horas quanto a de TDH de 10 horas maior estabilidade na remoção de sólidos suspensos, que indica bons níveis de remoção e baixos desvios da média.

Os despejos ácidos, até a data de final do estudo, não haviam interferido significativamente na remoção de sólidos, embora os valores de sólidos suspensos totais, que encontravam-se dentro da faixa exigida pela legislação (60 mg.L^{-1}) tenham aumentado um pouco nas últimas semanas de operação. Efeitos ocasionados por repetidos períodos de choques ao longo do tempo devem ser estudados para garantir a estabilidade do reator.

5.14. Sólidos – tomadas intermediárias

Durante o último mês de acompanhamento do reator compartimentado híbrido foram realizados análises de sólidos em tomadas intermediárias localizadas ao longo das alturas das três primeiras câmaras. Os pontos de amostragem são indicados pela sigla correspondente a cada câmara (C1 – câmara 1; C2 – câmara 2 e C3 – câmara 3) seguida de uma letra a qual indica a altura do ponto em relação ao fundo do reator: “a” – 60 cm de altura, “b” – 40 cm e “c” – 20 cm.

Somente a primeira das coletas foi realizada antes da detecção dos despejos ácidos que provavelmente ocasionaram a desestabilização de parte do lodo presente no interior das câmaras.

5.14.1. Sólidos totais intermediários

Os resultados obtidos para os pontos intermediários de coleta para sólidos totais, sólidos totais fixos e sólidos totais voláteis encontram-se nas Figuras: 5.26, 5.27 e 5.28 respectivamente.

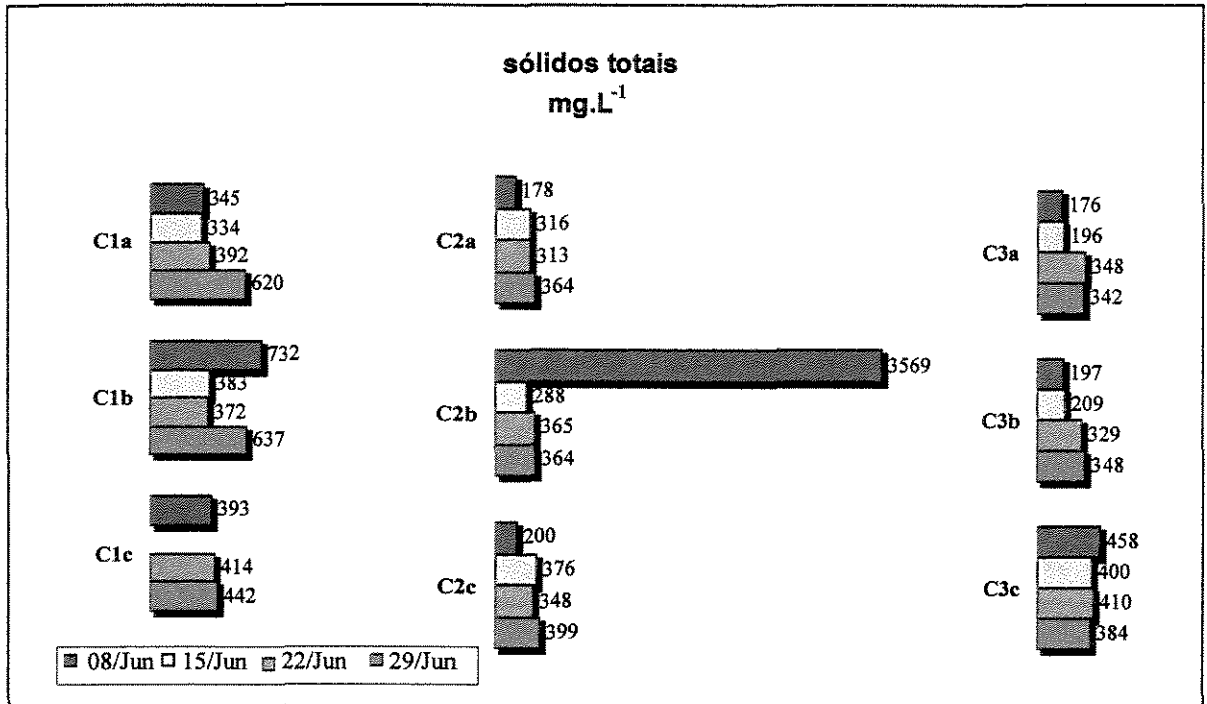


Figura 5.26 – Sólidos totais intermediários.

Observa-se pela análise das Figuras 5.26, 5.27 e 5.28, que na primeira data de coleta (08/junho), havia uma grande concentração de sólidos na câmara 1 e 2, indicando a presença de uma manta de lodo nessas câmaras. Essa manta, formada principalmente por sólidos voláteis, encontrava-se suspensa em torno de 40 cm de altura com relação ao fundo do reator. Na semana seguinte, quando foi detectado o primeiro despejo ácido, essa manta já não existia mais, mostrando o dano sofrido pelas duas primeiras câmaras. Somente quinze dias depois a primeira câmara mostrou indícios de recuperação com o início da formação de uma nova manta de lodo, como pode ser visto na Figura 5.26. O nível e a disposição dos sólidos totais da terceira câmara nada sofreu com o despejo ácido

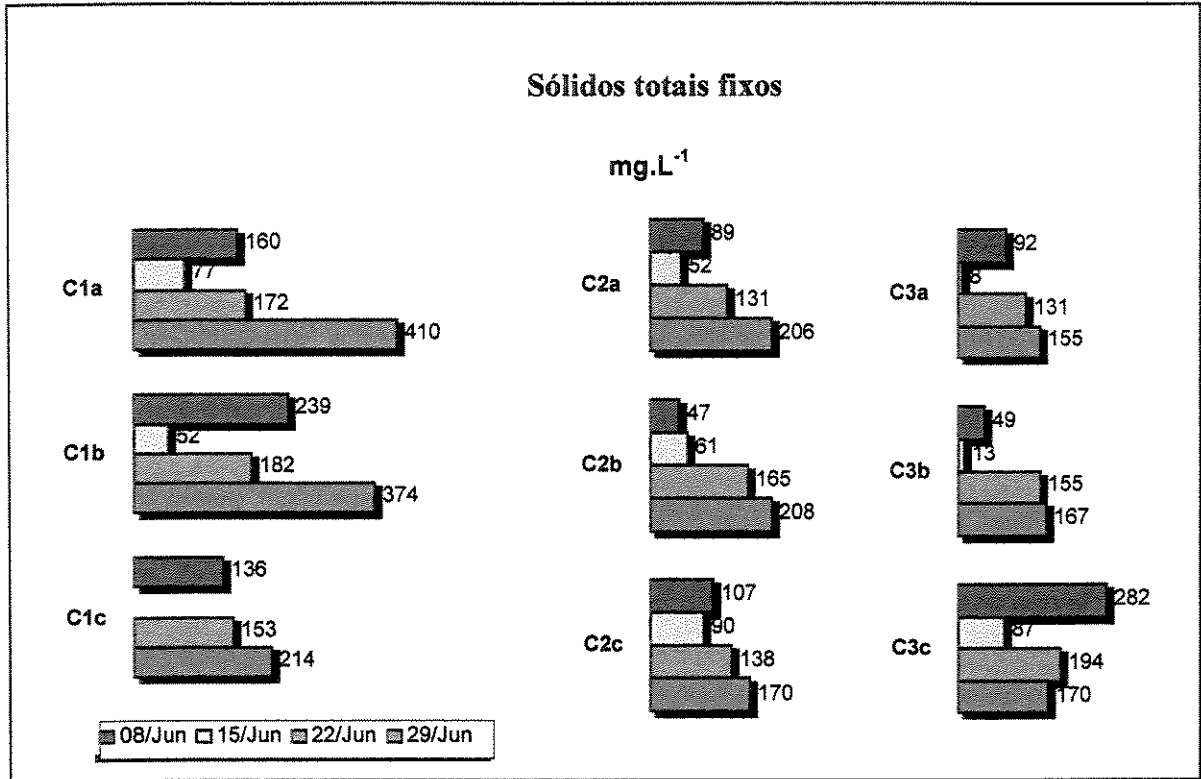


Figura 5.27 – Sólidos totais fixos intermediários

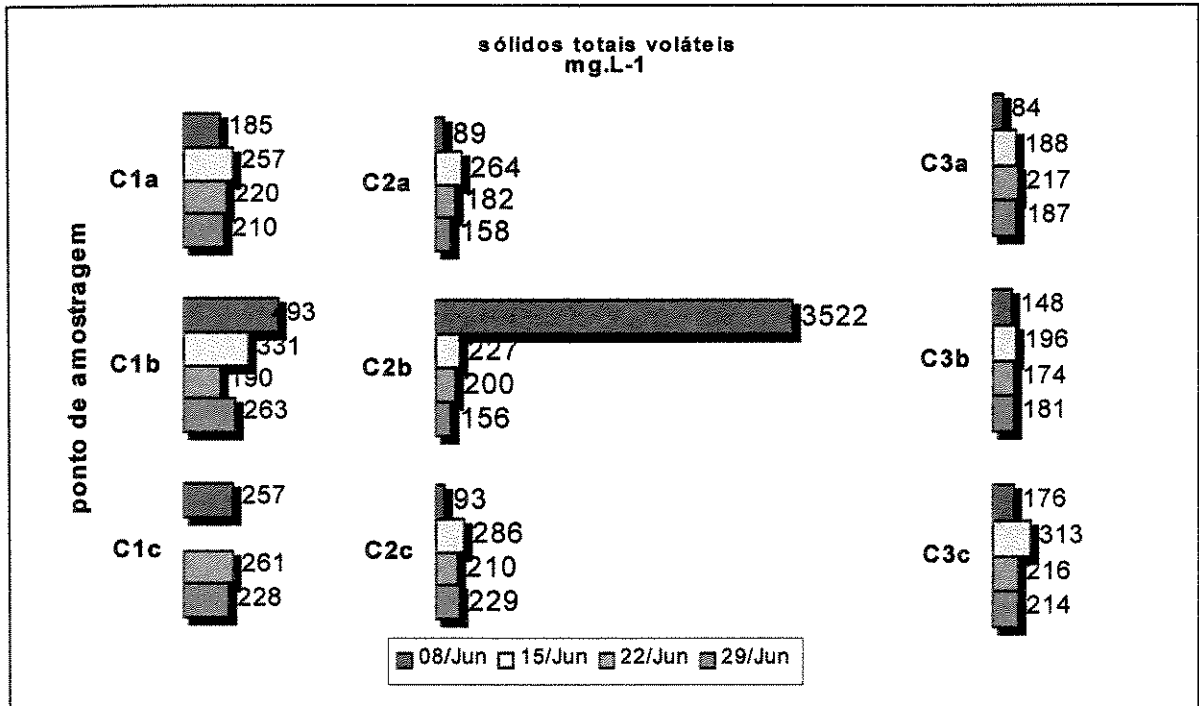


Figura 5.28 – Sólidos totais voláteis intermediários.

O aumento da concentração de sólidos totais na câmara 1 na última coleta deve-se principalmente ao aumento da concentração de sólidos fixos, que chega a ser mais de 50% da quantidade de sólidos totais, como pode ser notado na Figura 5.27.

5.14.2. Sólidos dissolvidos

Quase que na totalidade dos pontos estudados, após o despejo ácido, a maior parte dos sólidos dissolvidos totais (Figura 5.29) não se deve a sólidos dissolvidos voláteis (Figura 5.30) e sim a sólidos dissolvidos fixos (Figura 5.31). Antes da ocorrência do despejo nota-se uma grande parcela de sólidos dissolvidos voláteis na câmara 2, no ponto de amostragem situado a 40 cm de altura em relação ao fundo do reator.

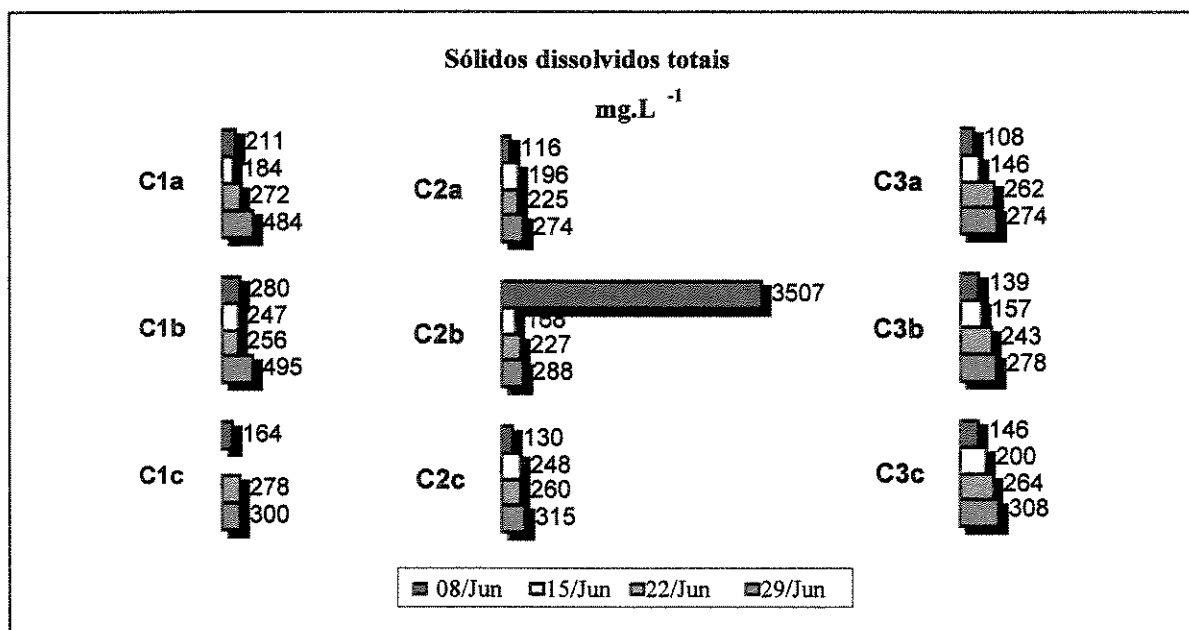


Figura 5.29 – Sólidos dissolvidos totais intermediários.

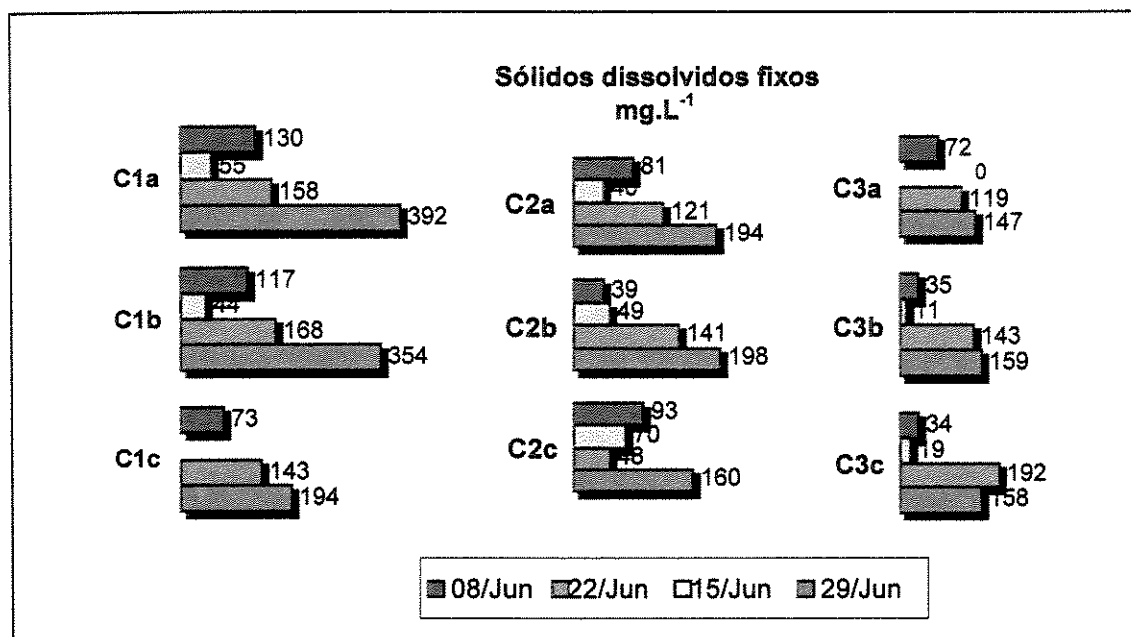


Figura 5.30 – Sólidos dissolvidos fixos intermediários.

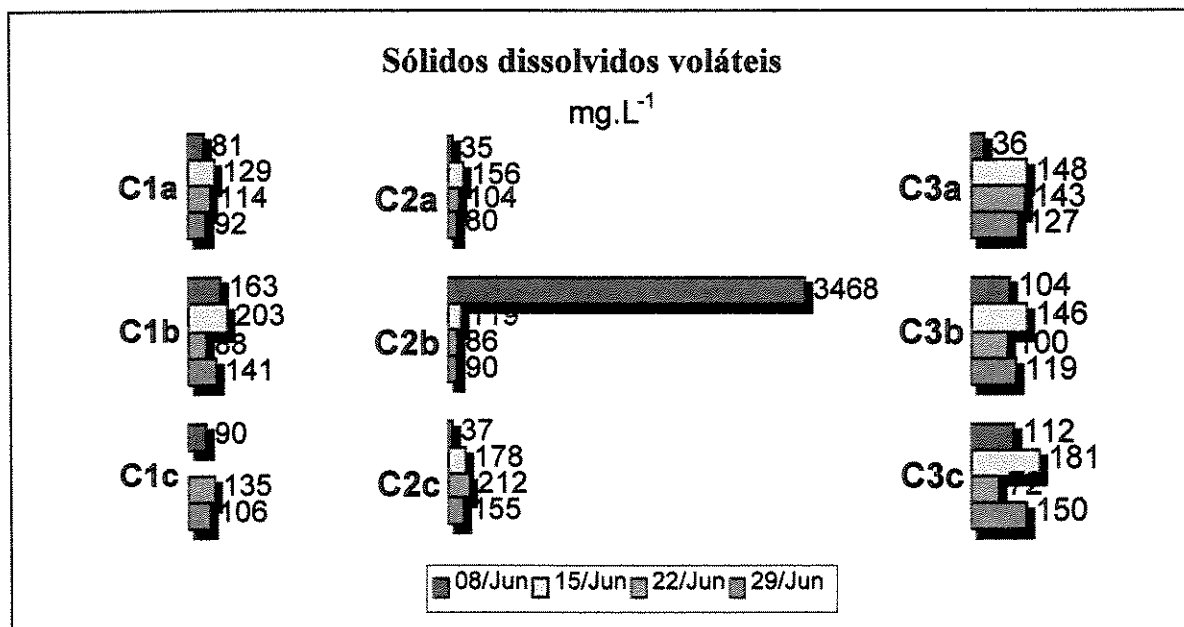


Figura 5.31 – Sólidos dissolvidos voláteis intermediários.

5.14.3. Sólidos suspensos intermediários

Os resultados obtidos para sólidos suspensos intermediários podem ser vistos nas Figuras 5.32, 5.33 e 5.34.

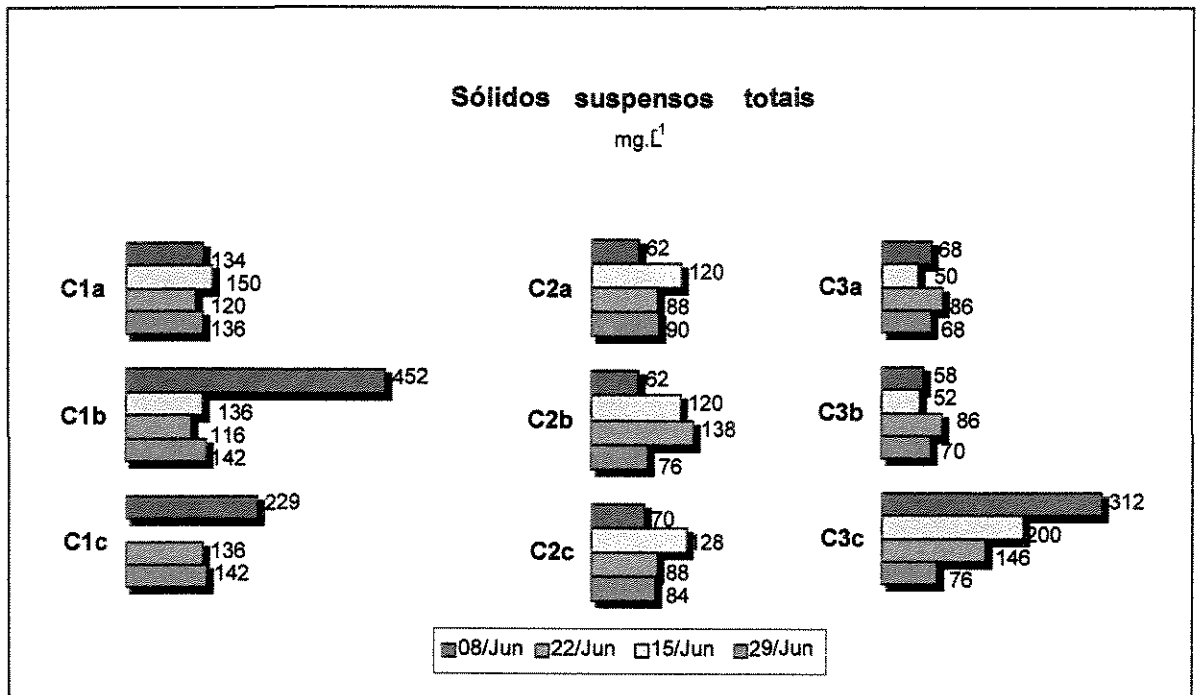


Figura 5.32 – Sólidos suspensos totais intermediários

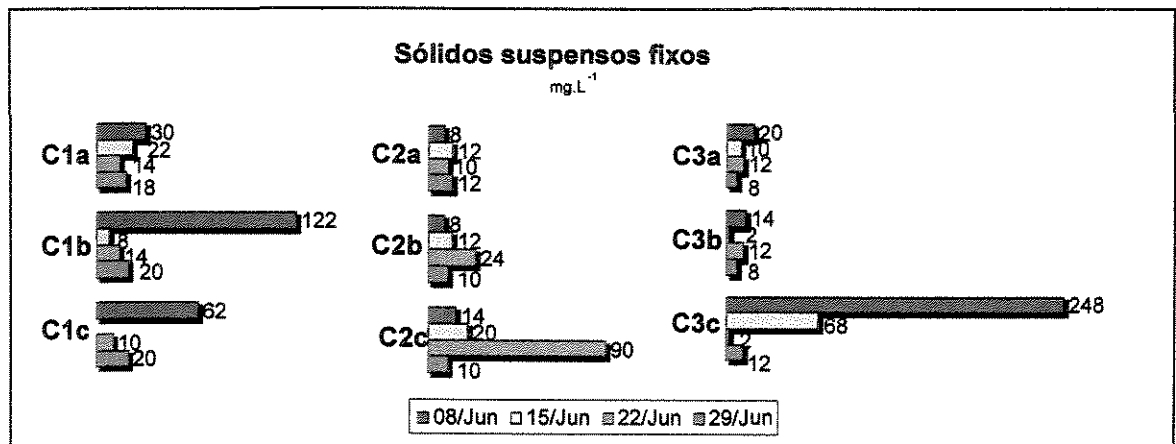


Figura 5.33 – Sólidos suspensos fixos

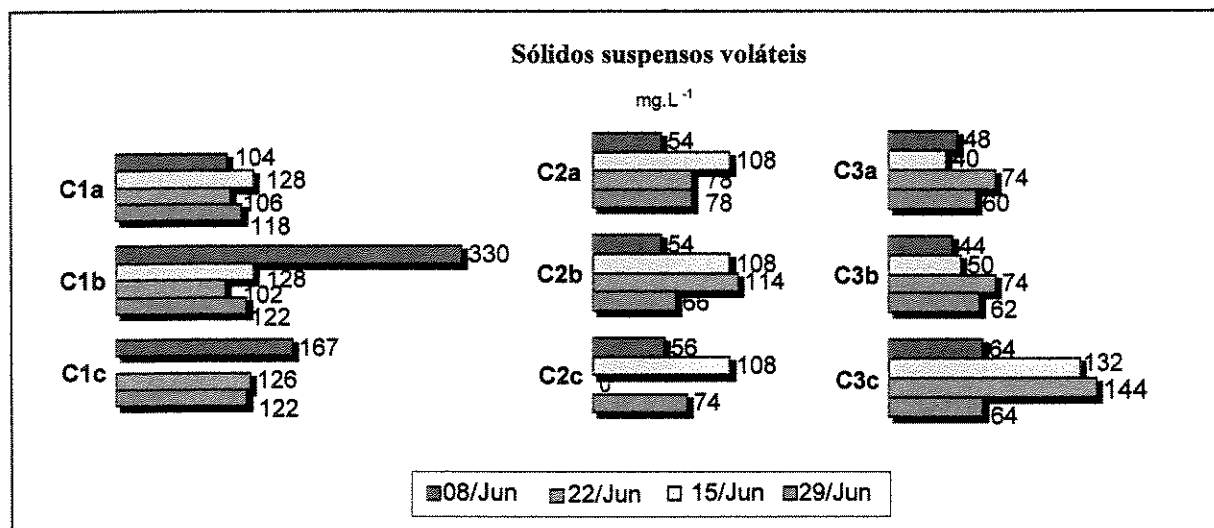


Figura 5.34 – Sólidos suspensos voláteis intermediários

Observa-se a maior quantidade de sólidos suspensos na primeira câmara antes do despejo ácido. Após o despejo, as quantidades de sólidos suspensos praticamente igualaram-se na primeira e segunda câmara e há um aumento da quantidade de sólidos suspensos voláteis na terceira câmara, o que, provavelmente, significa um aumento na atividade bacteriana desta câmara após o despejo. Portanto a câmara 3, funciona como a zona tampão, citada por NACHAIYASIT & STUCKEY (1997), absorvendo a matéria orgânica não metabolizada nas câmaras 1 e 2, mantendo a eficiência do reator.

5.15. Oxigênio dissolvido

A quantidade de oxigênio dissolvido presente na câmara aeróbia e na saída do reator foram monitoradas conforme mostrado na Figura 5.35.

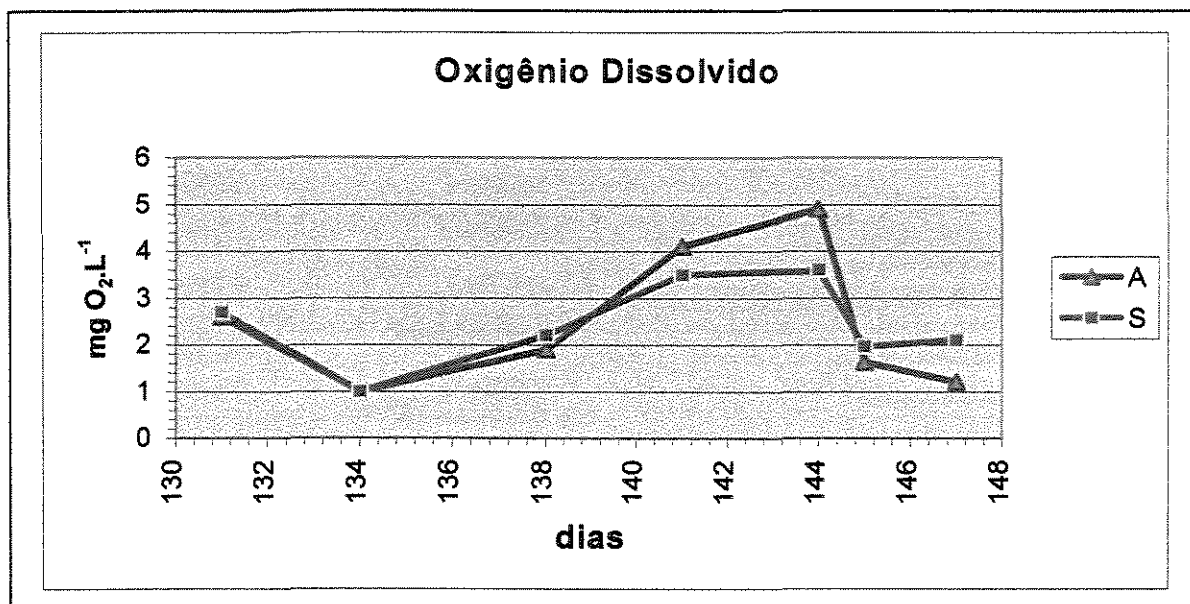


Figura 5.35 –Oxigênio dissolvido na câmara aeróbia e na saída do reator

A quantidade de oxigênio dissolvido observada na câmara aeróbia (A) e na saída do reator (S) encontra-se satisfatória na maior parte do tempo, alcançando valor máximo na câmara aeróbia de $4,9 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ e mínimo de $1 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$, encontrando-se dentro da faixa mínima necessária, conforme descrito na revisão bibliográfica. O valor médio de oxigênio dissolvido para o intervalo de tempo observado foi de $2,5 \pm 1,5 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ para a câmara aeróbia e, $2,4 \pm 0,9 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ para a saída do reator.

Embora ocorra mistura completa, já que medidas de oxigênio dissolvido feitas em vários pontos da câmara aeróbia apresentaram os mesmos resultados, existem na câmara aeróbia áreas onde a oxigenação do efluente mostra-se falha, fato observado pela disposição não regular das bolhas na superfície líquida. Futuras modificações no difusor de ar utilizado poderão minimizar esse problema, proporcionando uma distribuição de ar mais eficaz fazendo com que a quantidade de oxigênio dissolvido situe-se em uma faixa mais afastada da mínima necessária.

5.16. Fósforo

Estão mostrados na Tabela 5.1 os valores de fósforo total, bem como a eficiência de remoção de fósforo para o reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio.

Tabela 5.1 – Fósforo total – valores obtidos e remoção

Dia de Operação	Fósforo total (mg.L ⁻¹)				Eficiência de remoção (%)	
	E	C3	A	S	Parcial	total
138	6,4	3,4	2,9	3,0	46,9	53,1
145	6,4	4,4	4,3	4,3	31,3	32,8

Mesmo dispondo de poucos dados para a análise, nota-se índices de remoção parcial de fósforo superiores aos encontrados na literatura para reatores anaeróbios do mesmo tipo (em torno de 10% - NOUR 1996, POVINELLI 1994), indicam que os compostos de fósforo provavelmente estão sendo acumulados no lodo presente no reator além de sofrer processos de incorporação ou assimilação via metabolismo microbiano.

Melhores índices de remoção de fósforo poderão ser obtidos com a recirculação de lodo e parte do esgoto efluente da saída do reator para a câmara 1 e câmara aeróbia. Durante o período de acompanhamento do reator, utilizado para a realização deste trabalho, não houve acúmulo de lodo suficiente no decantador, devido à sua grande área em relação à vazão recebida e à boa retenção de sólidos por parte das câmaras para a recirculação.

5.17. Operação do reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio

Neste item serão abordadas observações a respeito da operação do reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio.

Durante todo o tempo de operação não foi verificado o entupimento de nenhuma tubulação pertencente ao reator, mesmo com a ocorrência de uma camada de sobrenadante prateado nos meses de fevereiro e março, em intervalos não regulares de tempo, na caixa de entrada e na câmara 1; e, lodo flotado na câmara 1 e 2 a partir do início do final do mês de abril, por volta do 70° dia de operação. A câmara 3 apresentou lodo flotado somente depois do 80° dia de operação

Na amostragem realizada no 131° dia de operação, data da verificação do primeiro despejo ácido no afluente, não havia a presença de lodo flotado em nenhuma das câmaras. Poucos dias depois havia uma fina camada de lodo pontilhada por bolhas de gás como mostrado nas Figuras 5.36. e 5.37. Ambas as fotografias foram tiradas no dia 28 de junho, 144° dia de operação do reator.

Pode-se observar na Figura 5.38. a existência de três áreas preferenciais de aeração (áreas sem espuma) na câmara aeróbia. Essas áreas estão localizadas junto às pontas e no meio do difusor, e não comprometem a distribuição do oxigênio no interior câmara já que ocorre uma mistura completa do esgoto ocasionada pela agitação provocada pelas bolhas de ar. Modificações no sistema de distribuição de ar no interior da câmara, minimizando as áreas preferenciais de aeração, poderão possibilitar uma melhor troca gasosa, permitindo uma elevação dos níveis de oxigênio dissolvido, sem alteração do equipamento de fornecimento de ar.

A mudança de regime de operação da câmara 4 de anaeróbia para aeróbia causou nos primeiros três dias de operação uma aumento na cor e na quantidade de sólidos do esgoto devido à dissolução e movimentação na camada de lodo formada no fundo desta câmara. Passado esse efeito, em poucos dias, a melhoria na cor e odor do efluente puderam ser notados.

Tem-se na Figura 5.39. amostras de esgoto coletadas na entrada e saída do reator no dia 02 de Julho, 148º de operação. Nota-se uma boa diferença na coloração das amostras, boa parte graças a operação da câmara aeróbia que, além de proporcionar uma redução de cor do esgoto, elimina boa porção do odor característico a esgotos tratados anaerobiamente. Amostras retiradas antes dos despejos ácidos apresentavam remoção de cor superior às apresentadas pelas amostras fotografadas.

Amostra de lodo retirada da saída de fundo da câmara 1, no 148º dia de operação, após lavagem, pode ser vista nas Figuras 5.40 e 5.41, fotografada sobre papel milimetrado. O lodo retirado da saída de fundo da câmara 1 mostrou-se bastante denso, viscoso, de cor negra, possuindo cheiro de “borracha queimada”, devido à prováveis emissões de gases contendo enxofre. Nota-se, no lodo, a presença de pequenos grânulos com tamanho variável. Deve-se ressaltar que a amostra foi retirada alguns dias após os despejos ácidos que desestabilizaram boa parte da manta de lodo presente nas câmaras.

A ausência de lodo para recirculação no decantador laminar indica que a maior parte do lodo produzido ficou retido no interior do reator, produzindo um lodo com elevado tempo de detenção celular, e provavelmente um elevado grau de estabilização. Parte dessa ausência deve-se ao processo de partida empregado. O aumento escalonado de vazão, aliado ao maior volume da câmara 1, tendem a fazer com que o reator retenha sólidos com maior eficiência, já que, conforme BOOPATHY & SIEVERS (1991 apud BARBER e STUCKEY, 1999), o maior volume da câmara inicial promove uma filtragem natural do esgoto, e o alto tempo de detenção do esgoto na primeira câmara faz com que as velocidades ascensionais do líquido e do gás sejam baixas, possibilitando a incrementação da formação de flóculos (BARBER & STUCKEY, 1999).



Figura 5.36. Vista da lâmina líquida da câmara 1.

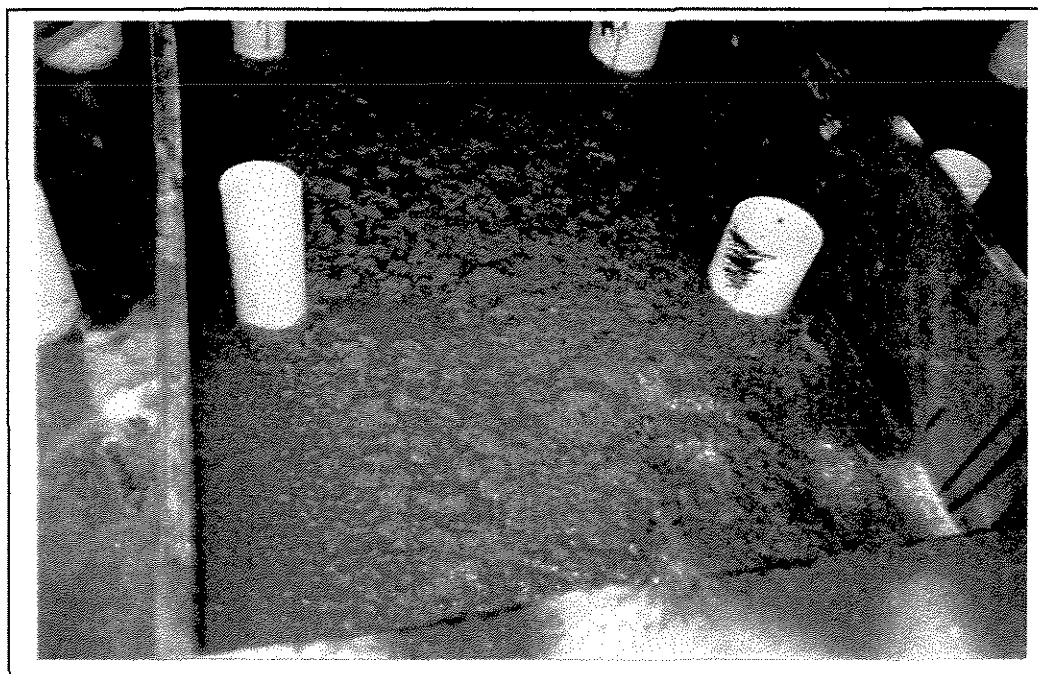


Figura 5.37. Vista da lâmina líquida da câmara 2.

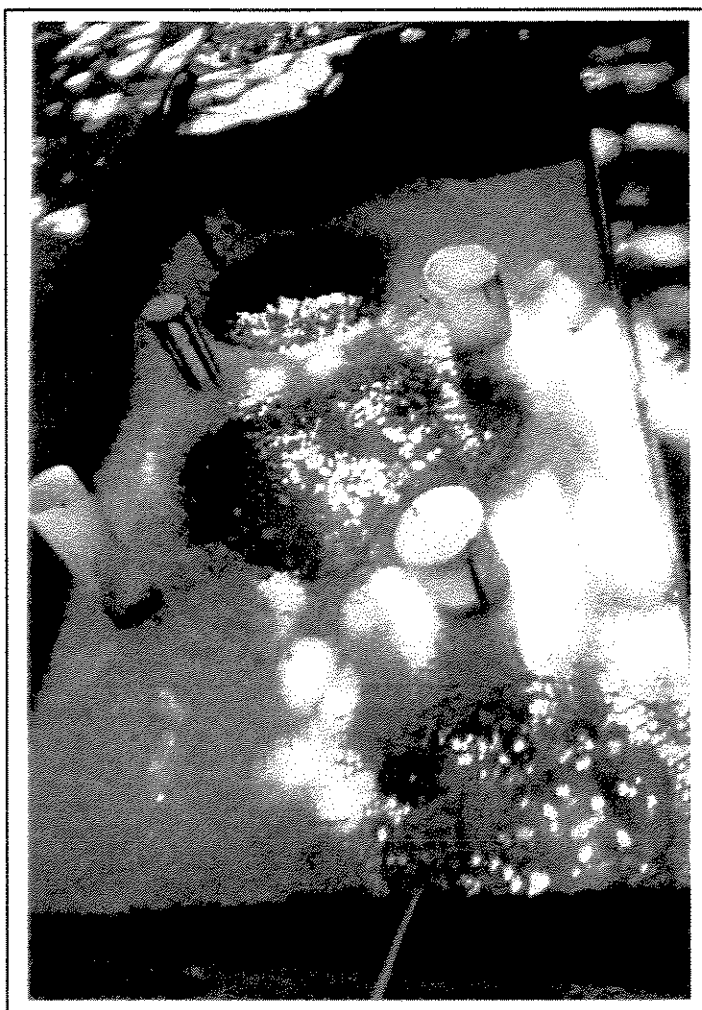


Figura 5.38 Vista da lâmina líquida da câmara aeróbia

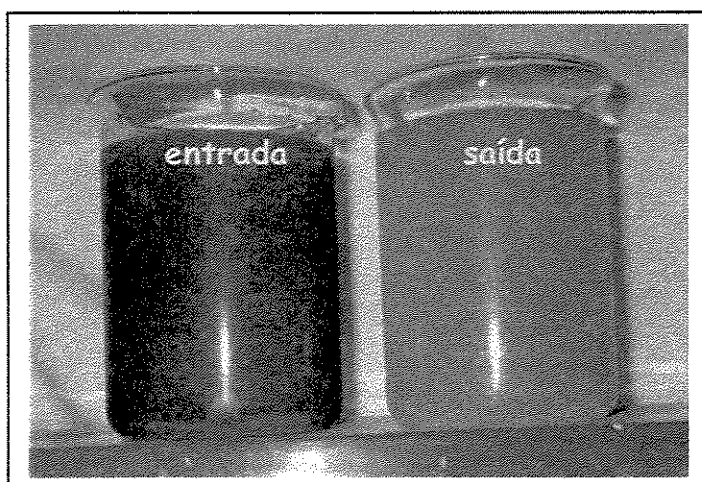


Figura 5.39. Amostras de esgoto afluyente e efluente ao reator

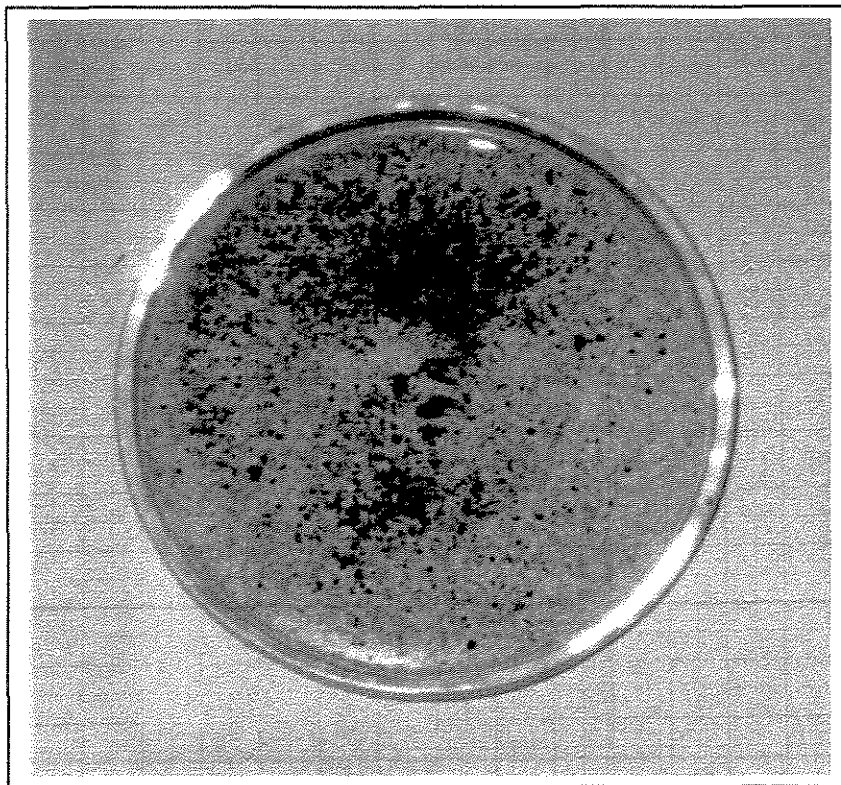


Figura 5.40. Grânulos lavados do lodo – câmara 1

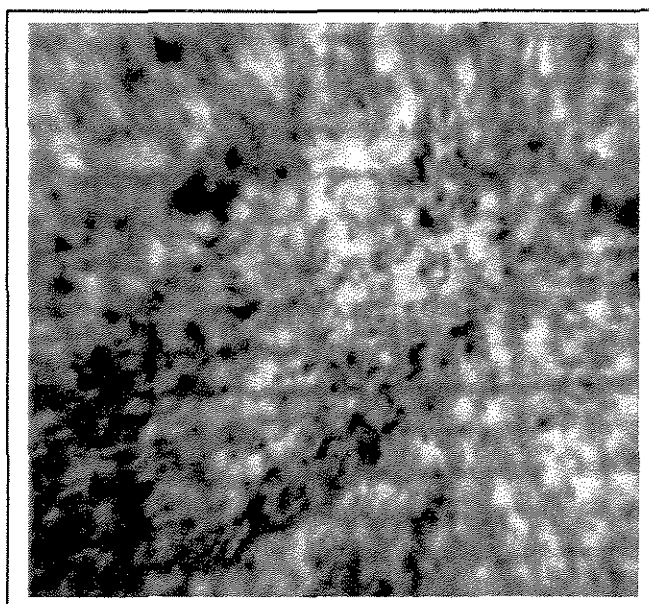


Figura 5.41. Detalhe dos grânulos do lodo lavado – câmara 1

6. Conclusões

De acordo com a análise dos resultados obtidos no presente trabalho de pesquisa, foram formuladas as seguintes conclusões:

- Possuindo baixas exigências de manutenção, operação simples, baixo consumo de energia elétrica e facilidade de construção, o reator compartimentado híbrido mostra-se eficiente no tratamento de esgotos sanitários, aparecendo como uma das possibilidades para uso principalmente em pequenas comunidades;
- o reator foi operado por 61 dias com tempo de detenção hidráulico de 30 horas, 63 dias com tempo de detenção hidráulico de 17,5 horas e 28 dias com tempo de detenção hidráulico de 10 horas, perfazendo um tempo total de operação de 152 dias, mostrando-se ainda em processo de partida;
- apesar da presença de lodo granular, ainda pode ser notada uma tendência de aumento na eficiência de remoção de matéria orgânica, sólidos e cor, entre outros, o que mostra que o reator compartimentado híbrido ainda encontra-se em processo de partida, não tendo atingido o estado estacionário;

- o não uso de inóculo para acelerar a partida do reator não prejudicou seu desempenho, como pode ser observado pelos bons índices médios de remoção apresentados pelo reator, tais como 72% de remoção de DQO, 76% de remoção de DBO e 51% de remoção de sólidos totais, (para tempo de detenção hidráulico de 10 horas) valores considerados bons para reatores ainda em processo de partida;
- para a realização da partida optou-se pela redução escalonada dos valores de tempo de detenção hidráulico. O processo mostrou-se adequado já que não houve arraste de lodo com o efluente durante a mudança do tempo de detenção hidráulico e nem quedas bruscas de eficiência, mantendo-se a remoção de matéria orgânica acima dos 50% desde o final do primeiro mês de operação;
- a câmara 1, com maior tempo de detenção hidráulico que as outras, mostrou-se como sendo a mais eficiente na remoção de matéria orgânica, sendo a responsável por cerca de 50% da remoção total;
- pela forma e local de construção: acima do solo e em local sombreado, o reator compartimentado híbrido utilizado na pesquisa mostrou-se ineficiente na manutenção da temperatura do efluente em épocas mais frias, embora a queda de temperatura não tenha interferido significativamente nos índices de eficiência de remoção de matéria orgânica;
- o aumento da taxa de carregamento orgânico não influenciou significativamente a eficiência de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo de partida do reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio;
- observou-se, no último mês de operação, que o reator compartimentado híbrido possui uma grande resistência e capacidade de recuperação frente a choques de pH. Mesmo tendo as duas primeiras câmaras afetadas, o pH efluente manteve-se em níveis bastante próximo do normal;

- a mudança de regime de operação da câmara 4, de anaeróbio para aeróbio, mostrou uma grande melhoria na aparência e, principalmente, no odor do efluente; e,
- mesmo após a entrada em operação da câmara aeróbia o sistema não apresentou a formação de grandes volumes de lodo. Não havia quantidade de lodo retido no decantador laminar suficiente para a recirculação, mesmo após os 152 dias de operação, fato que indica que todo lodo produzido foi retido no interior do reator, gerando um lodo com elevado tempo de detenção celular.

7. Recomendações

A seguir são feitas algumas recomendações e sugestões visando melhorias em futuros trabalhos com reatores compartimentados híbridos:

- utilização de paredes de alvenaria no lugar das comportas de madeira para fazer a separação das câmaras para evitar possíveis curto-circuitos em falhas de vedação;
- melhoria no sistema de difusão de ar da câmara aeróbia para possibilitar maiores índices de oxigênio dissolvido;
- utilização de isolamento térmico nas paredes do reator ou construção de reator semi-enterrado, de modo a evitar a queda da temperatura ao longo das câmaras;
- estudar a partida de reatores compartimentados híbrido anaeróbio/aeróbio com a utilização de inóculo na primeira câmara;
- estudar o comportamento da câmara aeróbia de reatores compartimentados híbrido anaeróbio/aeróbio durante a partida das câmaras anaeróbias, colocando-se todas para funcionar ao mesmo tempo;

- promover a recirculação de lodo tanto para a parte anaeróbia do reator, quanto para a parte aeróbia (sistema duplo de recirculação) para o estudo de remoção de nutrientes e estabilização do lodo;
- verificar o comportamento microbiológico do lodo durante mudanças de regime de anaeróbio para aeróbio;
- buscar uma proporção ótima entre parte anaeróbia e aeróbia a fim de melhorar qualidade do efluente sem aumentar demasiadamente os custos;
- comparar o desempenho de um reator compartimentado híbrido de cinco câmaras com volumes iguais com o reator utilizado na presente pesquisa onde a primeira câmara tem o dobro de capacidade das demais;
- estudar de choques de pH com duração e intensidade variáveis para testar a capacidade de absorção e reabilitação do reator compartimentado híbrido; e,
- fazer um levantamento da qualidade do esgoto afluyente à E. T. E. Graminha para identificar possíveis despejos industriais e inibidores ao processo biológico, como metais pesados, ácidos, pesticidas, entre outros.

8. Bibliografia

1. APHA; AWWA; WPCF, **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 18. ed. Washington D. C., 1992
2. BACHMANN, A.; BEARD, V. L.; McCARTY, Perry L., Performance Characteristics of the Anaerobic Baffled Reactor. **Water Research**, v.19, n. 1, p. 99 – 106, 1985.
3. BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C., The Use of Anaerobic Baffled Reator (ABR) for Wastewater Treatment: A Review. **Water Research**. v. 33, n. 7. p.1559 – 1578, 1999.
4. BARROS, F. G.; CAMPOS, J. R., **Tratamento de Esgotos Sanitários por Reator Anaeróbio Compartimentado**. In: XXIII CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL – Havana, 1992. Anais, p. 297 – 307.

5. BOOPATHY, R.; SIEVERS, D. M., Performance of a Modified Anaerobic Baffled Reactor to Treat Swine Waste. **Trans ASAE**, v. 34, n. 6. p. 2573 – 2578.1991. apud BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C., The Use of Anaerobic Baffled Reator (ABR) for Wastewater Treatment: A Review. **Water Research**. v. 33, n. 7. p.1559 – 1578, 1999.
6. BOOPATHY, R.; TILCHE, A., Anaerobic Digestion of High Strenght Molasses Wastewater Using Hybrid Anaerobic Baffled Reactor. **Water Research**, v. 25, n. 7, p. 785 – 790, 1991.
7. BOOPATHY, R.; TILCHE, A., Pelletization of Biomass in a Hybrid Anaerobic Baffled Reactor (HABR) Treating Acidified Waste-Water. **Bioresource Technol.** v. 40, n. 2. p. 101 – 107, 1992. apud BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C., The Use of Anaerobic Baffled Reator (ABR) for Wastewater Treatment: A Review. **Water Research**. v. 33, n. 7. p.1559 – 1578, 1999.
8. BORZACCONI, L.; LÓPEZ, I., **Relevamiento de Reactores Anaerobios en America Latina**. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES” – Montevideo - Uruguay, 1994. Anais, p. 263 – 279.
9. BRANCO, S. M., **Hidrobiologia Aplicada à Engenharia Sanitária**. São Paulo, CETESB, 3 ed., 616p. 1986. apud COLETTI, F. J., **Pós Tratamento por Lodos Ativados de Efluente de um Reator Anaeróbio Compartimentado no Tratamento de Esgotos Sanitários**. Dissertação (Mestrado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 1997. 169 p.

10. CAMPOS, J. R., **Alternativas para Tratamento de Esgotos – Pré Tratamento de Águas das Bacias dos Rios Piracicaba e Capivari**. Americana: Consórcio Intermunicipal das Bacias dos Rios Piracicaba e Capivari, publicação n. 9, 1994. Cap. 1: Alternativa para Tratamento de Esgotos. P. 1 – 53.
11. CESTESB, **Microbiologia de Lodos Ativados**. São Paulo, 23p. 1989. apud COLETTI, F. J., **Pós Tratamento por Lodos Ativados de Efluente de um Reator Anaeróbio Compartimentado no Tratamento de Esgotos Sanitários**. Dissertação (Mestrado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 1997. 169 p.
12. CHERNICHARO, C. A. L., **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – reatores Anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. v. 5, 245 p.
13. CLARETO, C. R., **Tratamento Biológico de Líquidos Percolados Gerados em Aterros Sanitários Utilizando Reator Anaeróbio Compartimentado**. Dissertação (Mestrado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 1997. 102 p.
14. COLETTI, F. J., **Pós Tratamento por Lodos Ativados de Efluente de um Reator Anaeróbio Compartimentado no Tratamento de Esgotos Sanitários**. Dissertação (Mestrado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 1997. 169 p.
15. DAMASCENO, S., **Remoção de Metais Pesados em Sistemas de Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo de Lodos Ativados e por um Reator Compartimentado Anaeróbio**. Dissertação (Mestrado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 1996. 134 p.

16. DALTO FILHO, J.; SOUZA, A. M.; **O Cascadeamento como uma Opção para o Arejamento de Efluentes Anaeróbios Diluídos.** In: COONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19, Foz do Iguaçu, 1997. Anais, ABES. p. 253 – 260.
17. DE ZEEUW, W. J., **Acclimatization of Anaerobic Sludge for UASB-Reactor Start-up.** Tese (Ph.D.), Agricultural University, Wageningen, Netherlands, 1984. 156 p.
18. DiLALLO, R.; ALBERTSON, O. E., Volatile Acids By Direct Titration. **Journal WPCF**, vol. 33 n. 04, 1961, p. 356 - 365
19. FDZ-POLANCO, F.; ENCINA, P. A. G., **Comportamiento de un Reactor Integrado Ana/Aerobio para la Eliminacion Simultanea de C y N.** In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES”. – Montevideo - Uruguay, 1994. Anais, p. 209 – 216.
20. FORESTI, E., **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, 1987. 147 p.
21. FOX, P.; VENKATASUBBIAH, V., Coupled Anaerobic/Aerobic Treatment of High-Sulfate Wastewater with Sulfate Reduction and Biological Sulfide Oxidation. **Water Science Technology**, v.34, n. 5 – 6, p. 359 – 366, 1996.

22. GARUTI, G.; DOHANYOS, M.; TILCHE, A., Anaerobic-Aerobic Combined Process for the Treatment of Sewage with Nutrient Removal: the Ananox® Process. **Water Science Technology**, v.25, n. 7, p. 383 – 394, 1992.
23. GONÇALVES, R. F.; ARAÚJO, V. L.; CHERNICHARO, C. A., **Tratamento Secundário de Esgoto Sanitário Através da Associação em Série de Reatores UASB e Biofiltros Aerados Submersos**. In: COONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19, Foz do Iguaçu, 1997. Anais, ABES. p. 450 – 461.
24. GUJER, W.; ZEHNDER, A. J. B., Conversion Processes in Anaerobic Digestion. **Water Science Technology**, v.15, p. 127 – 167, 1983.
25. HICKEY, R. F.; WU, W. M.; VEIGA, M. C.; JONES, R., Start-up, Operation, Monitoring and Control of High-Rate Anaerobic Treatment Systems. **Water Science Technology**, v.24, n. 8, p. 207 – 255, 1991.
26. HIRATA, Y. S., **Experiências e Perspectivas do Tratamento Anaeróbio de Efluentes Industriais no Brasil**. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES” – Montevideo - Uruguay, 1994. Anais, p. 281 – 291.
27. JORDÃO, E. P., **Pesquisas Visando Melhorias no Processo de Lodos Ativados**. Tese (Doutorado) – São Paulo: Escola Politécnica de São Paulo, USP, 1998. 293 p.

28. LARANJEIRA FILHO, B. A., **Estudo Comparativo de Reatores de Lodos Ativados em Escala de Laboratório**. Dissertação (mestrado) São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 1989. 126 p. apud COLETTI, F. J., **Pós Tratamento por Lodos Ativados de Efluente de um Reator Anaeróbio Compartimentado no Tratamento de Esgotos Sanitários**. Dissertação (Mestrado) – São Carlos: EESC., USP, 1997. 169 p.
29. LAWRENCE, A. W.; McCARTY, P. L., Kinetics of Methane Fermentation in Anaerobic Treatment. **Journal WPCF**, v.41, n. 2, p. R7 – R16, fev. 1969.
30. LETTINGA G.; HULSHOF POL L. W.; ZEEMAN G., **Biological Wastewater Treatment. Part 1: Anaerobic Wastewater Treatment**. Lecture Notes. Wageningen Agricultural University, ed. January 1996 apud CHERNICHARO, C. A. L., **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Reatores Anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. v. 5, 245 p.
31. McCARTY, P. L., **Anaerobic Waste Treatment Fundamentals. Public Works – Parts 1, 2, 3, and 4**. n. 9, p. 107 - 112; n. 11, p. 91 – 94; n. 12, p. 95 – 99, 1964. apud CHERNICHARO, C. A. L., **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Reatores Anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. v. 5, 245 p.
32. McCARTY, P. L.; SMITH, D. P., **Anaerobic Wastewater Treatment. Environmental Science Technology**, v.20, n. 12, p. 1200 – 1206, 1986.

33. MENDES, C. G. N., **Cinética de Reatores em Saneamento**. UNICAMP: Notas de Aula, 1997.
34. METCALF, L.; EDDY, H. P., **Wastewater Engeneering: Treatment, Disposal and Reuse**. New York, McGraw-Hill, 3^a ed., 1991, 1334 p.
35. MOSEY, F. E., Mathematical Modeling of the Anaerobic Digestion Processes: Regulatory Mechanisms for the Formation of Short-Chain Volatile Acids from Glucose. **Water Science Technology**, v.15, p. 209 – 232, 1983.
36. NACHAIYASIT, S.; STUCKEY, D. C, The Effect of Shock Loads on the Perfomance of na Anaerobic Baffled Reactor (ABR). 1. Step Changes in Feed Concentration at Constant Retention Time. **Water Research**, v.31, n. 11, p. 2737 – 2746, 1997 a.
37. NACHAIYASIT, S.; STUCKEY, D. C, The Effect of Shock Loads on the Perfomance of na Anaerobic Baffled Reactor (ABR). 2. Step and a Transient Hydraulic Shocks as Constant Feed Strength. **Water Research**, v.31, n. 11, p. 2747 – 2754, 1997 b.
38. NEDER, K. D.; HARADA, A. L., **Projeto da Estação de Tratamento de Esgotos do Paranoá - UASB Compartimentado Seguido de Lagoa de Alta Taxa e Escoamento no Solo**. In: COONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19, Foz do Iguaçu, 1997. Anais, ABES. p. 719 – 726.
39. NOUR, E. A. A., **Tratamento de Esgoto Sanitário Empregando-se Reator Anaeróbio Compartimentado**. Tese (Doutorado) – São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, USP, 1996. 266 p.

40. PARKIN G. F.; SPEECE, R. E. J., **Am. Soc. Civil Eng. EE.** 1982, p. 515 – 531, apud SPEECE, R. E., **Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment. Environmental Science Technology**, v.17, n. 9, p. 416A – 427A, 1983.

41. PAULA JR., D. R., **Processos Anaeróbios para Tratamento de Efluentes: Fundamentos e Aplicações.** In: IV SEMINÁRIO DE HIDRÓLISE ENZIMÁTICA DE BIOMASSAS – Maringá, 1994. Anais, p. 127 – 140.

42. PAULA JR., D. R.; FORESTI, E., **Anaerobic Biodegradation of Synthetic Wastes Using UASB Reactor.** In: International Winter Meeting, Paper n. 93-6519, Chicago, USA, 1993-a. 10 p.

43. PAULA JR., D. R.; FORESTI, E., **Sulfide Toxicity on a UASB Reactor.** In: INTERNATIONAL WINTER MEETING, Paper n. 93-6522, Chicago, USA, 1993-b. 12 p.

44. PAULA JR., D. R.; FORESTI, E., **Tratamento de Efluentes Líquidos de Agroindústria de Conservas Alimentícias: Uso de Filtro Anaeróbio.** In: XXII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA – Ilhéus 1993-c. Anais, p. 3269 – 3283.

45. POVINELLI, S. C. S., **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.

46. SABESP, **ETE Barueri.** Informativo obtido em visita técnica, Barueri: Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo, 1997. 17 p.

47. SAVELLI, C., Companhia de Saneamento do Paraná - Informações obtidas por contato pessoal, Curitiba, julho de 1998.
48. SILVA, S. M. C. P., **Desenvolvimento de uma Nova Concepção de Tratamento de Águas Residuárias pela Associação de Processos Anaeróbios e Aeróbios**. Tese (Doutorado) – São Paulo: Escola Politécnica de São Paulo, USP, 1993. 672 p.
49. SKIADAS, V.; LYBERATOS, G., The Periodic Anaerobic Baffled Reactor. **Water Science Technology**, v. 38, n. 8 – 9, p. 401 – 408. 1998
50. SOUSA, J. T.; FORESTI, E.; **Pós Tratamento de Efluente Pré Tratado Anaerobiamente Através de Reator Seqüencial em Batelada**. In: COONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19, Foz do Iguaçu, 1997. Anais, ABES. p. 180 – 186.
51. SOUZA, M. E., **Fatores que Influenciam a Digestão Anaeróbia**. apresentado no V Simpósio Nacional de Fermentação, Viçosa, Minas Gerais, 1982, apud POVINELLI, S. C. S., **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.
52. SPEECE, R. E., Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment. **Environmental Science Technology**, v.17, n. 9, p. 416A – 427A, 1983a.

53. SPEECE, R. E., Environmental Requeriments for Anaerobic Digestion of Biomass. **Advances in Solar Energy, An Annual Review of Research and Development**. Philadelphia, 1983b apud POVINELLI, S. C. S., **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.

54. VAN HANDEL, A. C.; LETTINGA, G.; **Tratamento Anaeróbio de Esgotos: Um Manual para Regiões de Clima Quente**. Campina Grande – PB, 1994, 240 p.

55. VIDAL, G., KORTEKAAS, S., FIELD, J. A., LEMA, J. M., **Tratamiento Anaerobio y Post-Tratamiento Aerobio de Licores Negros Provenientes de la Digestion Termomecanica del Cañamo**. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES” – Montevideo - Uruguay, 1994. Anais, p. 439 – 442.

56. VIEIRA, S. M. M., **Experiência e Perspectivas do Tratamento Anaeróbio de Esgotos Sanitários no Brasil**. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES” – Montevideo - Uruguay, 1994. Anais, p. 293 – 301.

57. VON SPERLING, M., , **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1996. v. 2, 211 p.

58. VON SPERLING, M., **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, 415 p.

Abstract

The present research dissertation shows the results regarding the start-up of a hybrid baffled reactor in prototype scale, without the use of seeding material, treating sanitary sewage coming from sewerage collection. With volume of 2,5 m³, settled in Limeira district – SP. has four chambers, the first one has 1m³ and the others around 0,5 m³ each, being the latter an aerobic chamber. After the reactor it was installed a laminar decanter in order to retain the solids which could be carried together with the affluent sewage to the reactor.

The option for a treatment of hybrid system aim at the addition of advantages and the minimization of disadvantages related to each of the treatment processes. The start-up processes was accomplished after a hydraulic detention time of 30 hours, being diminished to even 10 hours and at the end of the work. Even though there was no start-up till the 150th day of operation, the reactor seemed to be efficient in removing the organic material, with an average removal of 72% for COD (chemical oxygen demand) and 76% for BOD (biochemical oxygen demand) and 62% for the total solids with a hydraulic detention time of 10 hours. The presence of the aerobic chamber after the anaerobic ones, provided the acquisition of an effluent with a good visual aspect and less smell than the processes which are purely anaerobic. A good resistance to pH shocks, and a good recuperation capacity could be observed at the last month of operation when, probable industrial waste in the sewerage made the influent sewage pH drop to values lesser than 2, although the pH of the first chambers was affected, the effluent pH to the reactor kept up in around 7,0.