

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

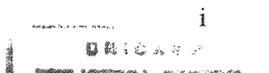
**UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SECÃO CIRCULANTE**

**FILTRO ANAERÓBIO COM ENCHIMENTO DE BAMBU PARA
TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS : AVALIAÇÃO DA
PARTIDA E OPERAÇÃO**

Sandra Aparecida Rozon de Camargo

Campinas

2000



T/ UNIFORM	
C 142	
V.	Ex.
TOMCO BC/	44937
PROC.	16-392101
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREC	R\$ 11,00
DATA	26/06/07
N.º CPD	

CM00157799-7

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL

FILTRO ANAERÓBIO COM ENCHIMENTO DE BAMBU PARA
TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS : AVALIAÇÃO DA
PARTIDA E OPERAÇÃO

Sandra Aparecida Rozon de Camargo

Orientador: Edson Aparecido Abdul Nour

Atesto que esta é a versão definitiva
da dissertação/tese. 08/03/2001
Prof. Dr. Edson Aparecido Abdul Nour
Matrícula: 24584-4

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

Campinas, SP

2000

iii

5428710

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

C14f

Camargo, Sandra Aparecida Rozon de

Filtro anaeróbio com enchimento de bambu para
tratamento de esgotos sanitários: avaliação da partida e
operação / Sandra Aparecida Rozon de Camargo.--
Campinas, SP: [s.n.], 2000.

Orientador: Edson Aparecido Abdul Nour
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Civil.

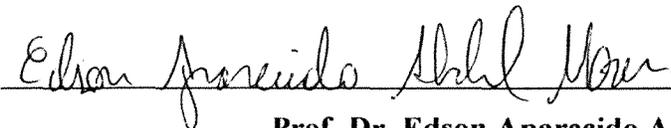
1. Águas residuais – Purificação – Tratamento
biológico. 2. Engenharia sanitária. 3. Esgotos. 4.
Saneamento. I. Nour, Edson Aparecido Abdul. II.
Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de
Engenharia Civil. III. Título.

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL

**FILTRO ANAERÓBIO COM ENCHIMENTO DE BAMBU PARA
TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS : AVALIAÇÃO DA
PARTIDA E OPERAÇÃO**

Sandra Aparecida Rozon de Camargo

Dissertação de Mestrado aprovada pela Banca Examinadora, constituída por:



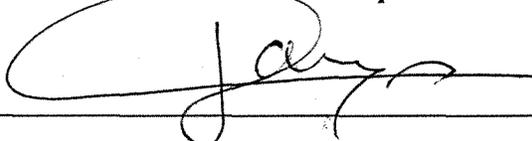
Prof. Dr. Edson Aparecido Abdul Nour

Presidente e Orientador/ Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP



Prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo

Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP



Prof. Dr. José Roberto Campos

Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo

Campinas, 06 de outubro de 2000

Ao Bento Francisco pelo companheirismo e amor constantes
e aos meus filhos Rodrigo e Mateus

AGRADECIMENTOS

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

Aos membros da banca de qualificação, Professores Bruno Coraucci Filho e Roberto Feijó de Figueiredo pelas sugestões e críticas.

Aos membros da comissão julgadora da defesa de tese, Prof. Doutor Titular José Roberto Campos, Prof. Doutor Titular Roberto Feijó de Figueiredo, Prof. Doutor Durval Paula Junior e Prof. Doutor Bruno Coraucci Filho.

Aos professores doutores da área de concentração de Saneamento e Ambiente da Fac. de Engenharia Civil/ UNICAMP : José Roberto Guimarães (Tuca) e Eglé Novaes Teixeira.

A FAPESP - Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo e pelo auxílio financeiro para a execução deste trabalho e ao PROSAB - Progr. de Pesq. em Saneamento Básico.

Aos amigos : Silvana, Obadias, Renatinha, Milena, Carolina Farah, Ronaldo Stefanutti, Angela, Luciano, Marco Pires, Marta, Luis (gaúcho), Marcelo Balbino, Acácio, Marcelo (terra), Carlão, Tiago, Rute, Alexandre (pelas fotos do lodo), Alexandre (mestrando), Gustavo e Luis Costa Couto.

Aos ex-técnicos do laboratório de Saneamento da UNICAMP: Hugo, Marcelo, Carolina (estagiária) e Rodrigo e aos técnicos do laboratório de Saneamento do CESET e técnicos do laboratório de ensaios de construção civil da UNICAMP .

Aos amigos da Igreja pela amizade e apoio.

Aos meus pais Maricilda e Dorival, aos meus irmãos Thelma e Acácio e ao meu cunhado João Ricardo pelo apoio e crédito que sempre me dedicaram.

Em especial ao Bento e aos meus filhos pela compreensão e paciência constantes.

*Cria em mim, ó Deus, um coração puro,
e renova dentro em mim um espírito inabalável.*

Salmos 51, 10.

SUMÁRIO

	página
LISTA DE FIGURAS	xvii
LISTA DE TABELAS	xxi
LISTA DE ABREVIATURAS	xxiii
LISTA DE SÍMBOLOS	xxv
RESUMO	xxvii
1 INTRODUÇÃO	1
2 OBJETIVOS	5
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
3.1 CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE O TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS	7
3.2 O PROCESSO ANAERÓBIO	9
3.3 O PROCESSO ANAERÓBIO NO TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS	12
3.4 O FILTRO ANAERÓBIO NO TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS	13

3.5	COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO	26
3.6	FILTRO ANAERÓBIO COM ENCHIMENTO DE BAMBU	35
4	MATERIAL E MÉTODOS	39
4.1	INSTALAÇÃO PILOTO	39
4.2	TESTE HIDRODINÂMICO	48
4.3	PARTIDA e DESEMPENHO	51
5	RESULTADOS e DISCUSSÃO	57
5.1	PARTIDA e DESEMPENHO	57
5.1.1	pH, alcalinidade e ácidos voláteis	58
5.1.2	DQO e DBO (etapa da partida)	65
5.1.3	DQO _{total} , DQO _{filtrada} e DBO (desempenho)	72
5.1.4	Sólidos suspensos e sedimentáveis	88
5.1.5	Nitrogênio amoniacal, total kjeldahl e fósforo total	95
5.2	ESTUDO DA EFICIÊNCIA A DIFERENTES ALTURAS	98
5.2.1	DQO _{total} e DQO _{filtrada}	98
5.2.2	Sólidos suspensos	114
5.2.3	pH	121
5.2.4	Alcalinidade total e intermediária	124
5.2.5	Ácidos voláteis	128
5.3	ESTUDO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO	131
5.3.1	Modelo de dispersão proposto por LEVENSPIEL	133
5.3.2	Modelo proposto por REBHUN & ARGAMAN	137
5.4	ACOMPANHAMENTO DA RESISTÊNCIA MECÂNICA DO BAMBU	139
5.5	CARACTERIZAÇÃO DO LODO APÓS A PARTIDA DOS REATORES	141
6	CONCLUSÕES	145
6.1	PARTIDA	145
6.2	DESEMPENHO	146

6.3 CHOQUE ÁCIDO	147
6.4 MEIO SUPORTE	148
6.5 COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO	149
7 RECOMENDAÇÕES	151
ANEXOS	153
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	173
ABSTRACT	181

LISTA DE FIGURAS

3.1 Sequências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia	11
3.2 Curva de distribuição do tempo de residência (DTR) normalizada	29
3.3 Curva C para entrada tipo função pulso	30
3.4 Representação do modelo da dispersão	32
4.1 Localização da planta piloto junto a estação elevatória da ETE do Bairro da Graminha	40
4.2 Tratamento preliminar constituído de grade, caixa de areia e calha Parshall	40
4.3 Calha Parshall	40
4.4 Canal de distribuição e poço de sucção de esgoto a ser recalcado para o reservatório	40
4.5 Lagoas de estabilização	41
4.6 Esquema da planta piloto	42
4.7 Estrutura de madeira para suportar as caixas de distribuição de afluente	43
4.8 Vista geral dos reatores, onde podem ser observadas tubulações de alimentação e tomadas laterais	43
4.9 Sistema de esgotamento	44
4.10 Sistema de esgotamento, localizado junto a entrada de alimentação	44
4.11 Reatores apresentam fundo cônico	45
4.12 Fundo falso (construído em bambu) e material suporte	45
4.13 Tomadas laterais	46
4.14 Filtros revestidos com isolante externo	46
4.15 Filtro com anel inteiro	47
4.16 Filtro anaeróbio com enchimento de meio anel de bambu	47
4.17 Tomadas laterais ao longo do reator	47
4.18 Formato do material utilizado como meio suporte nos reatores	48
5.1 Resultados de pH no afluente e efluente dos FA	59

5.2 Resultados da alcalinidade total no afluente e efluente dos FA	59
5.3 Resultados da alcalinidade parcial no afluente e efluente dos FA	60
5.4 Resultados de ácidos voláteis no afluente e efluente dos FA	62
5.5 Valores obtidos da relação AI/AP para o afluente e efluente dos FA	65
5.6 Resultados de DQO no afluente e efluente dos FA (etapa de partida)	68
5.7 Resultados da eficiência de remoção de DQO no afluente e efluente dos FA (etapa de partida)	68
5.8 Resultados de DBO no afluente e efluente dos FA (etapa de partida)	69
5.9 Resultados da eficiência de remoção de DBO no afluente e efluente dos FA (etapa de partida)	69
5.10 Resultados de DQO no afluente e efluente dos FA	75
5.11 Resultados de DBO no afluente e efluente dos FA	75
5.12 Resultados de DQO _{filtrada} no afluente e efluente dos FA	76
5.13 Resultados de eficiência de remoção de DQO _{filtrada} no afluente e efluente dos FA	76
5.14 Resultados de DBO no afluente e efluente dos FA	77
5.15 Resultados de eficiência de remoção de DBO no afluente e efluente dos FA	77
5.16 Taxa de carregamento orgânico (TCO) nos FA ao longo do tempo	78
5.17 Valores obtidos da relação DQO _{filtrada} /DQO _{total} para o afluente e efluente dos FA	78
5.18 Eficiência de remoção de DQO _{total} no efluente do filtro 4 em diferentes TCO	80
5.19 Eficiência de remoção de DQO _{total} no efluente do filtro 4 em diferentes TDH	80
5.20 Eficiência de remoção de DBO no efluente do filtro 4 em diferentes TDH	81
5.21 Valores obtidos da relação DBO/DQO _{total} para o afluente e efluente dos FA	87
5.22 Resultados de SST no afluente e efluente dos FA ao longo do tempo	89
5.23 Resultados de eficiência de remoção de SST no afluente e efluente dos FA	90
5.24 Eficiência de remoção de SST no efluente do filtro 4 em diferentes TDH	90
5.25 Resultados de SSV no afluente e efluente dos FA	92
5.26 Resultados de SSF no afluente e efluente dos FA	92
5.27 Resultados de sólidos sedimentáveis no afluente e efluente dos FA	95
5.28 Resultados de nitrogênio total no afluente e efluente dos FA	96
5.29 Resultados de amoniacal no afluente e efluente dos FA	96

5.30 Resultados de fósforo total no afluente e efluente dos FA	97
5.31 Concentração de DQO _{total} e DQO _{filtrada} ao longo da altura do filtro 2	99
5.32 Eficiência de remoção de DQO _{total} e DQO _{filtrada} ao longo da altura do filtro 2	100
5.33 Concentração de DQO _{total} e DQO _{filtrada} ao longo da altura do filtro 3	100
5.34 Eficiência de remoção de DQO _{total} e DQO _{filtrada} ao longo da altura do filtro 3	101
5.35 Valores médios de concentração de DQO _{total} ao longo da altura do filtro 4	109
5.36 Valores médios de concentração de DQO _{filtrada} ao longo da altura do filtro 4	110
5.37 Valores médios da porcentagem de remoção de DQO _{total} ao longo da altura do filtro 4	110
5.38 Valores médios de concentração de DQO _{filtrada} ao longo da altura do filtro 4	111
5.39 Valores médios de concentração de SST ao longo da altura do filtro 4	116
5.40 Valores médios da porcentagem de remoção de SST ao longo da altura do filtro 4	116
5.41 Concentração de SST ao longo da altura do filtro 2	117
5.42 Eficiência de remoção de SST ao longo da altura do filtro 2	117
5.43 Concentração de SST ao longo da altura do filtro 3	118
5.44 Eficiência de remoção de SST ao longo da altura do filtro 3	118
5.45 Valores médios de concentração de SSV ao longo da altura do filtro 4	120
5.46 Concentração de SSV ao longo da altura do filtro 2	120
5.47 Concentração de SSV ao longo da altura do filtro 3	121
5.48 Valores de pH ao longo da altura do filtro 4	123
5.49 Valores de pH ao longo da altura do filtro 2	123
5.50 Valores de pH ao longo da altura do filtro 3	124
5.51 Valores médios de alcalinidade total ao longo da altura do filtro 4	125
5.52 Valores de alcalinidade total ao longo da altura do filtro 2	126
5.53 Valores de alcalinidade total ao longo da altura do filtro 3	126
5.54 Valores médios de alcalinidade parcial ao longo da altura do filtro 4	127
5.55 Valores de alcalinidade parcial ao longo da altura do filtro 2	127
5.56 Valores de alcalinidade parcial ao longo da altura do filtro 3	128
5.57 Valores médios de concentração de ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 4	129
5.58 Valores de concentração de ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 2	130
5.59 Valores de concentração de ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 3	130

5.60 Curva experimental de concentração em função do tempo para o filtro 4 (TDH=7 horas e anel inteiro de bambu)	131
5.61 Curva experimental de concentração em função do tempo para o filtro 4 (TDH=9 horas e anel inteiro de bambu)	132
5.62 Curva experimental de concentração em função do tempo para o filtro 3 (TDH=7 horas e meio anel de bambu)	132
5.63 Curva experimental de concentração em função do tempo para o filtro 1 (TDH= 9 horas e meio anel de bambu)	133
5.64 Fotografia de flocos de lodo anaeróbio do filtro 1 (TDH=7 horas, meio anel)	143
5.65 Fotografia de flocos de lodo anaeróbio do filtro 2 (TDH=9 horas, meio anel)	143
5.66 Fotografia de flocos de lodo anaeróbio do filtro 3 (TDH=7 horas, anel inteiro)	143
5.67 Fotografia de flocos de lodo anaeróbio do filtro 1(TDH=9 horas, anel inteiro)	143

LISTA DE TABELAS

4.1 Principais características do esgoto sanitário na ETE da cidade de Limeira, após tratamento preliminar na ETE de Limeira	41
4.2 Características dos reatores (FA) utilizados	45
4.3 Valores médios dos parâmetros analisados no lodo do tanque séptico	51
4.4 Parâmetros que foram analisados, frequência de análise e as respectivas metodologias	53
5.1 Período e tempo de operação dos FA em diferentes TDH	58
5.2 Resultados médios da eficiência de remoção de DQO (%) e seus respectivos desvios durante a monitoração da partida dos filtros e concentração média de DQO no afluente	67
5.3 Resultados médios da eficiência de remoção de DBO (%) e seus respectivos desvios durante a monitoração da partida dos filtros e concentração média de DBO no afluente	67
5.4 Valores médios da remoção de DQO _{total} , DBO e TCO nos períodos que antecederam ao choque ácido e os períodos posteriores (declínio e recuperação)	74
5.5 Valores médios de TCO e concentração e remoção de DQO _{filtrada} nos períodos que antecederam ao choque ácido e os períodos posteriores (declínio e recuperação)	74
5.6 Resultados do monitoramento do filtro 4 em diferentes TDH	82
5.7 Concentração de DQO e DBO no afluente e eficiência de remoção de DQO e DBO no efluente tratado pelo filtro 4 nos períodos de mudanças de TDH	83
5.8 Valores médios e desvio padrão para a remoção de SST e SSV para o filtro 4	93
5.9 Resultados médios obtidos de DQO, DBO e SST no afluente a peneira estática e afluente aos filtros nos períodos equivalentes a partida e equilíbrio	94
5.10 Valores médios obtidos nas saídas laterais do filtro 2 para TDH de 9 horas	103
5.11 Resultados médios obtidos nas saídas laterais do filtro 3 para TDH de 7 horas	103
5.12 Valores médios nas saídas laterais do filtro 4 para TDH de 9 horas	105

5.13 Valores médios nas saídas laterais do filtro 4 para TDH de 7 horas	106
5.14 Valores médios nas saídas laterais do filtro 4 para TDH de 6 horas	106
5.15 Valores médios nas saídas laterais do filtro 4 para TDH de 5 horas	107
5.16 Valores médios nas saídas laterais do filtro 4 para TDH de 4 horas	107
5.17 Valores médios nas saídas laterais do filtro 4 para TDH de 3 horas	108
5.18 Valores médios nas saídas laterais do filtro 4 para TDH de 2 horas	108
5.19 Valores médios nas saídas laterais do filtro 4 para TDH de 5 h (após o choque ácido)	109
5.20 Resultados obtidos de percentagem de remoção de DQO _{total} após o choque ácido	113
5.21 Resultados obtidos de percentagem de remoção de DQO _{filtrada} após o choque ácido	113
5.22 Valores médios de remoção de SST e SSV em diferentes alturas no filtro 4 no período 261 a 745 dias de operação	119
5.23 Valores médios de remoção de SST e SSV em diferentes alturas no filtro 2 no período 261 a 382 dias de operação	119
5.24 Resultados de T_m , σ^2 , σ_θ^2 e D/uL para as quatro configurações, utilizando a equação do modelo fechado	136
5.25 Resultados de T_m , σ^2 , σ_θ^2 e D/uL para as quatro configurações, utilizando a equação do modelo aberto	136
5.26 Resultados dos parâmetros hidrodinâmicos obtidos da curva C_0 versus δ para as quatro configurações	137
5.27 Resultados da utilização dos vários modelos hidrodinâmicos	138
5.28 Valores médios de tensão máxima aplicada na seção do anel inteiro e meio anel de bambu obtidos antes e após a operação dos filtros	139

LISTA DE ABREVIATURAS

AF - Afluente aos filtros

CSTR - Continuous Flow Stirred Tank Reactor

DBO - Demanda Bioquímica de Oxigênio

DQO - Demanda Química de Oxigênio

DQO_{Total} - Demanda Química de Oxigênio Total

DQO_{Filtrada} - Demanda Química de Oxigênio Filtrada

DTR - Distribuição do Tempo de Residência

EF - Efluente após o tratamento preliminar ou afluente a peneira estática

ETE - Estação de Tratamento de Esgotos

FA - Filtro Anaeróbio

N - Número de reatores em série

pH - Potencial Hidrogênionico

R - Reator

ST - Sólidos Totais

STF - Sólidos Totais Fixos

STV - Sólidos Totais Voláteis

SST - Sólidos Suspensos Totais

SSV - Sólidos Suspensos Voláteis

TCO - Taxa de Carregamento Orgânico

TDH - Tempo de Detenção Hidráulico

UASB - *Up Flow Anaerobic Sludge Blanket*

LISTA DE SÍMBOLOS

C - concentração de traçador na saída do reator (mg/L)

C_i - concentração do traçador no tempo i (mg/L)

C_o - concentração normalizada

$C_{m\acute{a}x}$ - valor máximo da concentração no tempo i (mg/L)

D - coeficiente de dispersão longitudinal ou axial

E - fração de moléculas do fluido que tem tempo de residência entre t e $t+dt$

$E(t)$ - distribuição de idade de saída

K_i - condutividade elétrica

L - comprimento característico do reator

\bar{t} - tempo de residência médio obtido a partir da curva DTR

t - tempo

t_i - tempo decorrido na coleta i

T_m - tempo hidráulico de detenção médio

T_p - tempo decorrido para o aparecimento do pico na curva

T_{10} - tempo que representa 10% da área sob a curva (a partir da origem)

T_{90} - tempo que representa 90% da área sob a curva (a partir da origem)

μ - velocidade média do escoamento

θ - tempo normalizado

σ^2 - variância dos pontos experimentais

σ_θ^2 - variância adimensional

RESUMO

Camargo, Sandra A. R. Filtro Anaeróbio com enchimento de bambu para tratamento de esgotos sanitários : avaliação da partida e operação. Campinas, Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas, 2000. 168 pág. Dissertação de Mestrado.

Quatro filtros anaeróbios de fluxo ascendente com anel inteiro e meio anel de bambu, foram operados durante um período de 745 dias, com tempo de detenção hidráulico (TDH) inicial de 9 e 7 horas, em nível de escala piloto, para tratamento de esgoto sanitário, após tratamento preliminar, de uma das ETEs da cidade de Limeira - S.P. O término da partida dos reatores, com adição de inóculo proveniente de uma fossa séptica, foi entre 74 a 159 dias de operação, quando a percentagem de remoção ao redor de 60% de DQO e DBO foi atingida e a partir de então, não ocorreram variações significativas em torno deste valor. Ao longo do tempo de monitoração dos filtros, a eficiência de remoção de DQO e DBO esteve na faixa de 60 a 80%, com maiores valores de remoção quando o afluente se encontrava mais concentrado. Também foi avaliado o desempenho de um dos filtros com diminuição gradativa no TDH (9 a 2 horas) e apresentou bom desempenho com baixo TDH. Aos 562 dias de operação houve um despejo ácido clandestino na rede coletora de esgoto, diminuindo o pH do afluente para 1,9 e resultando em quedas de remoção de aproximadamente 20%, 40%, 30% e 15% para DQO_{total}, DQO_{filtrada}, DBO e SST, respectivamente. Após 2 a 3 meses de operação, o desempenho dos filtros retornou aos valores obtidos antes do choque ácido, variando o tempo de recuperação para cada parâmetro e reator analisado, onde a remoção de DQO filtrada apresentou maior queda e menor capacidade de recuperação e o filtro, com menor TDH (2 horas), necessitou de maior tempo para retornar ao desempenho anterior ao choque ácido. Foi feito o estudo do comportamento hidrodinâmico dos filtros com água, utilizando NaCl como indicador e verificou-se que o escoamento real dos reatores apresentou tendência ao escoamento pistonado, que é caracterizado por apresentar variação na concentração na direção axial. Esse comportamento encontrado para os filtros comprova os resultados obtidos no estudo do desempenho em diferentes alturas, com variação na qualidade do efluente ao longo da altura dos filtros, com aumento de remoção de DQO e DBO nos efluentes coletados nas saídas laterais de 0 a 80 cm em relação ao fundo falso. Amostras de anéis inteiros e meio anéis de bambu foram analisadas, através do ensaio de compressão mecânica, verificando-se que a degradação do anel inteiro de bambu se estabilizou após o primeiro ano de operação dos filtros, com perda de resistência de 28,6% e 31,5% após 1 e 2 anos de uso, respectivamente.

Palavras Chave: filtro anaeróbio, partida, desempenho, meio suporte de bambu, esgoto sanitário

1 INTRODUÇÃO

No Brasil cerca de 80% do esgoto sanitário coletado não são tratados, constituindo-se em um dos principais problemas de saúde pública. Por essa razão, deve-se promover o tratamento desses resíduos antes de serem lançados em qualquer corpo d' água que venha a ser utilizado em outras atividades humanas.

Um dos grandes desafios é melhorar essa situação por meio da utilização de sistemas de tratamento, que sejam razoavelmente eficientes, e apresentem baixo custo. Existem processos anaeróbios e aeróbios para tratamento de esgotos, cada um apresentando vantagens e desvantagens no que se refere a custos de construção, operação e manutenção. Essas vantagens e desvantagens vão depender das condições específicas do local e do nível de tratamento necessário (VALLEJOS,1997).

O processo anaeróbio de tratamento de despejos hídricos apresenta algumas vantagens quando comparado com o processo aeróbio, como pequena produção de sólidos biológicos e formação de gás metano, que é um subproduto que pode ser utilizado. Além disso, o lodo biológico formado é um produto estável que pode ser facilmente desidratado e preservado durante vários meses. Existem outras vantagens como: a possibilidade de aplicação de baixas taxas de carregamento em condições inferiores e a eliminação da necessidade de equipamentos para aeração, diminuindo o custo de implantação do sistema. A desvantagem do processo anaeróbio está na necessidade de um período de tempo comparativamente maior para formação de massa celular para bioestabilização da água residuária, apresenta maior sensibilidade a mudanças das condições ambientais (pH, temperatura, sobrecargas orgânicas e hidráulicas) e requer um pós-

tratamento antes do efluente ser descarregado nos cursos d'água (LETTINGA *et al.*, 1980).

Para resíduos de alta carga orgânica e grande concentração de sólidos, o sistema anaeróbio convencional tem sido utilizado com tempo de detenção longo. Dentre os sistemas anaeróbios, pode-se citar o reator anaeróbio de manta de lodo e o filtro anaeróbio, os quais requerem pouco espaço para a implantação. Para PLUMMER, MALINA & ECKENFELDER (1968) o filtro anaeróbio é uma unidade de tratamento que pode ser apropriado para resíduos de relativa baixa carga orgânica e baixa concentração de sólidos em suspensão, desde que não se exija um efluente final de alta qualidade

Segundo CAMPOS (1999), as vantagens do uso do filtro anaeróbio estão na boa eficiência da remoção de matéria orgânica dissolvida, juntamente com uma boa estabilidade ao efluente e resistência às variações de vazão afluente. Tem baixa perda dos sólidos biológicos retidos no leito fixo; não exigem grandes alturas ou escavações profundas; têm construção e operação simples; não necessitam de inóculo para a partida; não há necessidade de recircular efluente ou lodo nem decantar o efluente; podem ser utilizados para esgotos concentrados ou diluídos; e proporcionam enorme liberdade de projeto em termos de configurações e dimensões. Suas principais limitações são: o risco de obstrução dos interstícios (entupimento ou colmatação do leito), volume relativamente grande, devido ao espaço ocupado pelo meio suporte e custo do material suporte.

Primeiramente, qualquer meio suporte deve atender alguns principais requisitos importantes: ser estruturalmente resistente, ser biológica e quimicamente inerte, ser suficientemente leve, possuir grande área específica, possuir porosidade elevada, possibilitar a colonização acelerada dos microrganismos, apresentar formato não achatado ou liso e preço reduzido (PINTO & CHERNICHARO, 1996) . Com a preocupação de atender esses requisitos, vários tipos de materiais para meio suporte foram estudados em reatores biológicos, incluindo : quartzo, blocos cerâmicos, anéis plásticos, esferas de polietileno, granito, calcário, blocos modulares de PVC, etc. Mas, dependendo da situação, nem sempre atendem as exigências de um projeto, principalmente em relação ao custo e estrutura do reator para suportar o próprio peso.

Diante desse problema, é necessário estudar alternativas para meio suporte que atendam os requisitos para o bom funcionamento do reator e ao mesmo tempo, ampliar a possibilidade de utilizar materiais disponíveis de menor custo e com peso menor, para não comprometer a estrutura do reator.

O bambu, possui uma distribuição extensa (tropicais e subtropicais), seu crescimento é rápido e tem baixo custo no terceiro mundo comparado com materiais sintéticos (a razão de preço entre bambu e material sintético é quase 1:10 a 1:15, sem incluir o transporte (TRITT *et al.* 1993).

Este trabalho procurou contribuir de maneira significativa com o estudo do comportamento de filtros anaeróbios para tratamento de esgoto sanitário proveniente de rede pública utilizando o bambu ("*Bambusa tuldoides*") como material de enchimento. Está incluído neste estudo a etapa de partida, que é definido pelo tempo necessário para se obter uma qualidade do efluente essencialmente constante, o comportamento dos reatores anaeróbios por meio de parâmetros de controle operacional e estudos hidrodinâmicos através da injeção do NaCl, como traçador, pela técnica entrada em pulso.

Este trabalho faz parte do Programa de Pesquisas em Saneamento Básico (PROSAB), do Edital 01, em torno do tema Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo, financiado pela FINEP, CNPq, CAIXA e CAPES, e apoio da ABES e da SEPURB e pela Fundação de Amparo à Pesquisa no Estado de São Paulo (FAPESP).

Acredita-se que com este estudo, possa-se fornecer opção adequada para situações com poucos recursos financeiros e/ou a necessidade de tratamento localizado de esgotos sanitários (condomínios fechados, bairros e cidades pequenas), dando preferência em lugares que dispõem de bambu para a viabilidade do processo.

2 OBJETIVOS

Avaliar o desempenho de quatro filtros anaeróbios durante o período de partida, no qual dois terão anéis inteiros de bambu e os outros dois terão meio anéis de bambu como meio de enchimento, no tratamento de esgotos sanitários.

Avaliar a eficiência de tratamento dos filtros a vários tempos de detenção hidráulico, de forma a encontrar o tempo mínimo de melhor desempenho.

Verificar a eficiência dos filtros em relação a diferentes alturas do meio suporte através do acompanhamento de análises feitas em amostras coletadas nas saídas laterais.

Estudar o comportamento hidrodinâmico do reator nas diferentes configurações do meio de enchimento e tempo de detenção hidráulico.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Dividiu-se este capítulo em quatro partes: o tratamento de esgotos sanitários, o processo anaeróbio, o filtro anaeróbio e comportamento hidrodinâmico.

3.1 CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE O TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS

A utilização da água para atender as necessidades da sociedade, seja para a sobrevivência e para o desenvolvimento, resulta na produção de esgoto sanitário. Se a destinação desse esgoto não for adequada, sérios problemas irão surgir, como a poluição do solo, contaminação das águas superficiais e subterrâneas, entre outros, constituindo um perigoso foco de disseminação de doenças.

Os esgotos domésticos contém aproximadamente 99,9% de água e apenas 0,1 % de sólidos. É devido a essa fração de 0,1% de sólidos que ocorrem os problemas de poluição das águas, trazendo a necessidade de se tratar o esgoto (LEME, 1982).

Segundo van HAANDEL & LETTINGA (1994), o objetivo principal do tratamento de esgoto é corrigir as suas características indesejáveis, de tal maneira que o seu uso e a sua disposição final possa ocorrer de acordo com as regras e critérios definidos pelas autoridades

legislativas. O tratamento inclui a redução da concentração de sólidos em suspensão, matéria orgânica (biodegradável), nutrientes (notadamente nitrogênio e fósforo) e organismos patogênicos. Segundo von SPERLING (1995) o nitrogênio e fósforo são removidos por tratamento terciário e eventualmente por tratamento secundário.

Os processos físicos removem sólidos grosseiros flutuantes, sólidos sedimentáveis, sólidos em suspensão, gorduras, óleos e graxas. Para METCALF & EDDY (1991) as unidades de processos físicos são gradeamento, agitação, floculação, sedimentação, flotação e filtração.

Os processos químicos removem sólidos coloidais, sólidos em suspensão finos (parte não sedimentável) e sólidos dissolvidos (parciais), através de coagulação e floculação química. Os processos químicos são precipitação, adsorção e desinfecção (METCALF & EDDY, 1991).

Os processos biológicos removem sólidos coloidais, sólidos em suspensão finos (não sedimentáveis) e decompõem a matéria orgânica através do metabolismo celular dos microrganismos. Segundo METCALF & EDDY (1991), o tratamento biológico é usado principalmente para remover substâncias orgânicas biodegradáveis (coloidais ou dissolvidas) em esgoto sanitário e estabilizar a matéria orgânica.

No processo biológico aeróbio, os microrganismos utilizam oxigênio para converter a matéria carbonácea a produtos inertes, como gás carbônico e ocorre a liberação de energia. Os sistemas aeróbios incluem filtros biológicos, lodos ativados, lagoas de estabilização e outros.

O processo biológico anaeróbio converte a matéria carbonácea a uma forma mais oxidada (gás carbônico) e em outra forma mais reduzida (metano). O processo anaeróbio inclui filtros anaeróbios e leito expandido (crescimento aderido) e reatores de manta de lodo (crescimento suspenso) (METCALF & EDDY, 1991).

3.2 O PROCESSO ANAERÓBIO

O processo de digestão anaeróbia consiste basicamente, na degradação biológica de substâncias orgânicas (formada por proteínas, carboidratos e lipídeos) na ausência de oxigênio livre. Ao final do processo, a matéria orgânica é convertida, principalmente, a metano, dióxido de carbono e água.

As arqueas metanogênicas ou metanoarqueas são basicamente as responsáveis pelo processo de digestão anaeróbia, mas outros microrganismos como protozoários (flagelados, amebas e ciliados), fungos e leveduras podem estar presentes. Vários grupos diferentes de microrganismos são responsáveis pela transformação de macromoléculas orgânicas complexas, presentes no esgoto em biogás. Essa degradação envolve uma cadeia alimentar de arqueas anaeróbias não metanoarqueas e metanoarqueas interagindo entre si.

Van HAANDEL & LETTINGA citam a digestão anaeróbia como um processo que envolve 4 etapas:

I Hidrólise

O material orgânico particulado é convertido a compostos dissolvidos de menor peso molecular pelas exo-enzimas excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas se degradam para formarem aminoácidos, os carboidratos se transformam em açúcares solúveis (mono e dissacarídeos) e os lipídeos são convertidos em ácidos graxos de cadeia longa de carbono e glicerina;

II Acidogênese

Os compostos dissolvidos gerados no processo de hidrólise, são convertidos nesta etapa, para substâncias mais simples, tais como ácidos graxos voláteis (acético, propiônico e butírico) álcoois, ácido láctico e compostos simples (CO_2 , H_2 , NH_3 , H_2S);

III Acetogênese

Os produtos da acidogênese são convertidos em acetato, CO₂ e H₂, compostos que serão os substratos utilizados na etapa seguinte e na produção de metano. Dependendo do estado de oxidação do material orgânico a ser digerido, a formação de ácido acético pode ser acompanhada pelo surgimento de dióxido de carbono e hidrogênio.

IV Metanogênese

O metano é produzido pelas metanogênicas acetotróficas a partir da redução de ácido acético e pelas metanogênicas hidrogenotróficas, a partir da redução do CO₂ pelo H₂. As metanogênicas acetotróficas geralmente limitam a taxa de conversão dos compostos orgânicos a biogás, pois o crescimento das metanogênicas hidrogenotróficas é mais rapidamente.

As arqueas metanogênicas são muito mais sensíveis às condições desfavoráveis do meio que as demais envolvidas no processo (fermentativas, acetogênicas, etc) e o crescimento das metanoarqueas também é menor em relação as outras arqueas. Por outro lado, as arqueas acidogênicas, menos sensíveis, continuam produzindo os ácidos voláteis, diminuindo o pH e prejudicando as metanogênicas, podendo ocorrer o colapso total do sistema. Portanto é importante evitar ou combater alterações nas condições normais do ambiente e sobrecargas de matéria orgânica e/ou compostos tóxicos (CHERNICHARO, 1997).

Uma representação esquemática dos vários processos que ocorrem na digestão anaeróbia, sugerida por vários autores (YOUNG & SMITH (1986), SPEECE (1995); entre outros) está na Figura 3.1.

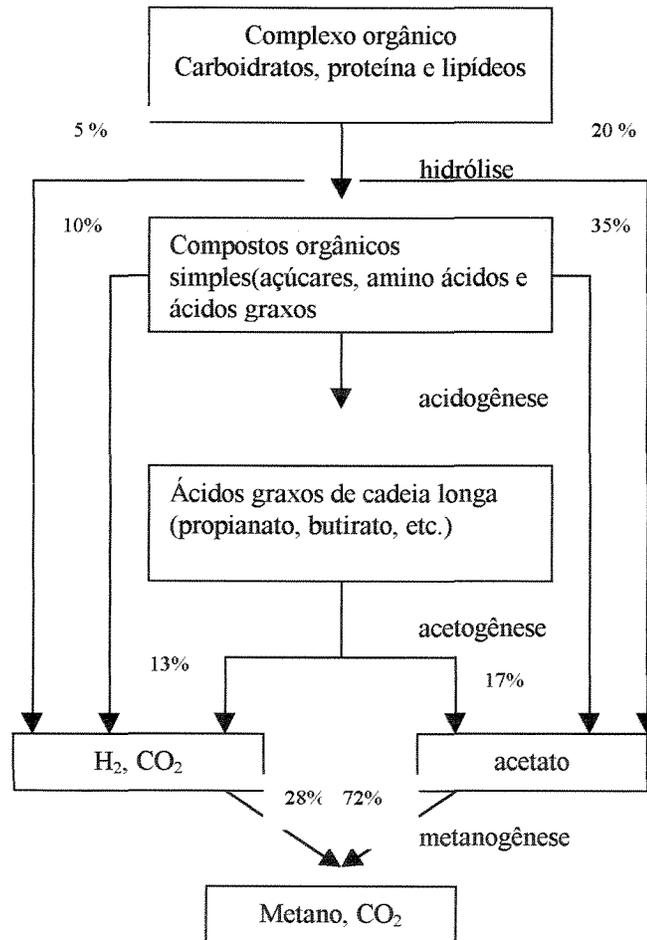


FIGURA 3.1 Sequências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia.

Fonte: YOUNG & SMITH (1986) e SPEECE (1995).

3.3 O PROCESSO ANAERÓBIO NO TRATAMENTO DOS ESGOTOS SANITÁRIOS

A primeira aplicação documentada de tratamento anaeróbio de esgoto foi a câmara hermeticamente fechada descrita por M. Louis Mouras em dezembro de 1881 e janeiro de 1882 na França. (Mc CARTY ¹ *apud* Van HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Nos primeiros anos do corrente século, foram desenvolvidos vários sistemas de tratamento anaeróbio: o tanque séptico por CAMERON, na Inglaterra, e tanque de Imhoff, na Alemanha .

Posteriormente, o tratamento anaeróbio de esgoto perdeu terreno em favor do tratamento aeróbio, notadamente o filtro biológico e o sistema de lodos ativados. Esta menor aplicação da digestão anaeróbia se deveu, principalmente, à maior eficiência de remoção de material orgânico nos sistemas aeróbios, através da floculação biológica (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

As lagoas anaeróbias são um sistema com escoamento horizontal do esgoto tendo-se lodo anaeróbio no fundo da lagoa. Lagoas anaeróbias são usadas amplamente para tratamento de esgoto, notadamente como um passo preliminar em séries de lagoas de estabilização ou lagoas facultativas, também denominadas de sistema australiano.

A partir da década de 60 iniciou-se o emprego de reatores anaeróbios não convencionais para o tratamento de despejos solúveis de baixas e elevadas concentrações de matéria orgânica por JAMES C. YOUNG e PERRY L. McCARTY (1969). Consistia em reatores de fluxo ascendente onde a biomassa ficava retida em meio constituído de britas, através do qual o líquido era obrigado a passar, sendo este denominado de filtro anaeróbio (FA). A baixa produção celular foi apontada como o indicativo da maior vantagem do tratamento anaeróbio.

¹ McCarty P.L. (1971): *One hundred years of anaerobic treatment*. Presented at the 2nd Int. Conf. On anaerobic digestion, Travemunde, Alemanha.

Alguns anos mais tarde, surgiram os reatores de manta de lodo desenvolvidos por LETTINGA (1980) e o reator de "fluxo descendente" desenvolvido por VAN DEN BERG e LENTZ (1979), como alternativa para funcionamento de reatores com leito fixo, e o reator anaeróbio com chicanas desenvolvido por BACHMANN e McCARTY (1983).

3.4 O FILTRO ANAERÓBIO NO TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS

O filtro anaeróbio de fluxo ascendente é basicamente uma unidade de contato, na qual os esgotos passam através de um leito fixo inerte recoberto com biofilme contido dentro do reator para reter, por longo tempo, microrganismos que estabilizam a matéria orgânica presente (PAULA JUNIOR & FORESTI, 1993).

O filtro anaeróbio de fluxo ascendente é um caso particular de reatores, em que a degradação da matéria orgânica pode ocorrer, em sua maior parcela, pela ação do biofilme aderido no material suporte do leito ou pela ação das biopartículas que desenvolvem nas camadas mais profundas do leito (CAMPOS, 1994).

Para METCALF & EDDY (1991), o filtro anaeróbio de fluxo ascendente é uma coluna preenchida com meio suporte, usado para o tratamento da matéria orgânica carbonácea. O fluxo fica em contato com o meio suporte, na qual as células bacterianas anaeróbias e facultativas crescem e ficam retidas.

Verifica-se que o tempo médio de residência das células é muito elevado, devido ao fato dos microrganismos estarem fixados no meio filtrante, propiciando então o bom desempenho do filtro anaeróbio (FIGUEIREDO *et al.* 1989).

As altas densidades de microorganismos fixadas no meio e o tempo de residência dos sólidos, constituem um grande potencial para o desenvolvimento de processos de tratamento anaeróbios muito eficientes (YOUNG & McCARTY, 1969). Tempo médios de residência das células podem chegar até 100 dias, conforme citado por METCALF & EDDY (1991).

A biomassa retida no reator pode se apresentar em três formas distintas: na forma de uma fina camada de biofilme aderido às superfícies do material suporte; na forma de biomassa dispersa retida nos interstícios do material suporte e na forma de flocos ou grânulos retidos no fundo falso, abaixo do material suporte (CHERNICHARO, 1997).

A finalidade do material suporte é a de reter sólidos no interior do reator, seja através do biofilme formado na superfície do material suporte, seja através da retenção de sólidos nos interstícios do meio ou abaixo deste. Vários tipos de materiais tem sido utilizados como meio suporte em reatores biológicos : quartzo, blocos cerâmicos, concha de ostras e de mexilhões, calcário, anéis plásticos, cilindros vazados, blocos modulares de PVC, granito, esferas de polietileno, bambu, etc.

Os fatores importantes para aumentar a eficiência e a competitividade dos sistemas anaeróbios são a redução do período necessário à partida e à melhoria do controle operacional dos processos anaeróbios.

A duração do período de partida é definida pelo tempo necessário para se obter uma qualidade do efluente essencialmente constante e uma massa de lodo que não varia nem qualitativa nem quantitativamente com o tempo (Van HAANDEL e LETTINGA, 1994).

A partida do filtro anaeróbio é uma das fases mais importantes do processo, pois é o tempo necessário para que as bactérias se adaptem e se desenvolvam no meio. Se a partida não for feita cautelosamente, poderá comprometer futuramente o desempenho do processo.

Para HULSHOFF POL ¹ *apud* VALLEJOS (1997), os parâmetros físicos, químicos e biológicos dos quais depende a duração da partida são: a composição da água residuária ou caracterização do esgoto bruto; fatores ambientais como o pH, temperatura, nutrientes, elementos traços; fatores operacionais como a carga orgânica, tempo de retenção celular, características e quantidade do inóculo.

Para uma boa partida do filtro anaeróbio é necessário uma seleção de um inóculo apropriado, ou seja, o material a ser usado deve possuir microrganismos que possam degradar os compostos orgânicos do resíduo e induzir à formação dos grânulos, ou desenvolver um lodo com boas propriedades de sedimentação (NOYOLA ² *apud* VALLEJOS, 1997).

Segundo YOUNG e McCARTY (1969) para uma partida mais rápida é recomendável o uso de inóculo de massa maior, pois diminuirá a possibilidade das bactérias serem arrastadas para fora do reator.

O interesse por filtro anaeróbio deve-se em princípio a publicação de YOUNG e McCARTY (1969), elaborado com base em dados de pesquisa realizado a partir de 1963, na qual são mostrados resultados obtidos na operação desse tipo de reator (diâmetro:15,2 cm, altura: 1,83 m) com enchimento de pedras, alimentado com despejo líquido sintético com concentração de DQO de 1500 e 3000 mg/L, verificando-se a eficiência na remoção de DBO superior a 80%, para tempos de detenção hidráulicos sensivelmente menores que aqueles correspondentes aos reatores anaeróbios convencionais, ou seja, inferiores a 24 horas. Os autores observaram que os sólidos não aderiam rapidamente às superfícies das pedras, mas se depositavam vagarosamente nos interstícios do meio. A baixa produção celular foi apontada como indicativo da maior vantagem do tratamento anaeróbio.

1 HULSHOFF POL L.W., ZEEUW , DOLFING J., LETTINGA G. (1983) *Start-up and sludge granulation in UASB-reactors*. Agricultural University, Department Water Pollution Control, De Dreyen, Netherland.

2 NOYOLA A. (1994) Diseño, inoculación y arranque de reactores UASB. In: III Taller y Seminario Latinoamericano *Tratamiento Anaerobio de Aguas residuales*, Uruguai. P 133-143

Com relação à aplicação do FA no tratamento de esgotos domésticos, foram realizados poucos estudos. Entre eles cita-se o trabalho de KOBAYASHI *et al.* (1983) utilizando anel plástico como meio suporte e trabalhando em três faixas de temperatura: 32 a 35°C, 23 a 27°C e 18 a 23°C. Estes concluíram que em esgotos pouco concentrados a produção de gás pode se perder totalmente no efluente dos reatores e que devido às baixas taxas de aplicação de carga orgânica o parâmetro mais importante para projeto é o TDH. Observaram também que os piores resultados com relação a remoção de DBO e DQO ocorreram em temperaturas inferiores a 20°C.

Estudos sobre a utilização de diferentes materiais para meio suporte, utilizados em filtros anaeróbios, foram desenvolvidos com a finalidade de conhecer sua influência no desempenho dos reatores. Como o trabalho feito por SONG e YOUNG (1986) comparando diferentes meios de enchimento para um filtro anaeróbio e concluíram que a variação da área superficial específica causa pequenas variações no desempenho dos reatores, sendo este um parâmetro pouco importante para o projeto. Entretanto o tamanho dos poros e o tipo do meio são mais importante para obter uma melhor eficiência. A habilidade dos meios em distribuir o fluxo dentro do reator parece ser o parâmetro de maior importância.

WILKIE e COLLERAN (1984), Universidade College na Irlanda, estudaram a partida de quatro filtros anaeróbios em escala de laboratório contendo argila, corais, casca de mexilhão e anéis de plásticos como materiais para suporte, utilizando tempo de detenção hidráulico de 6 dias e um carregamento de DQO, inicialmente, de $5 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, para tratamento de suspensão sobrenadante de alimento para porcos. Os anéis de plásticos apresentam maior porosidade (94%) em relação aos outros materiais de enchimento (porosidade da argila é 69%, dos corais, 71% e da casca de mexilhão, 80%), no entanto o tempo referente a partida foi mais lenta e seu desempenho no período de estabilidade não foi significamente diferente do reator contendo argila, que tem porosidade muito menor. O desempenho para todos os filtros foi similar, com eficiência de remoção de DQO de 69 a 73%. Este estudo mostra que a variação do desempenho não está diretamente relacionado somente com a área superficial ou a porosidade dos materiais suportes utilizados, outros fatores interferem no processo podendo oferecer boas ou más condições para a decomposição da matéria orgânica.

SHOW & TAY (1999), Singapura, utilizaram três filtros anaeróbios contendo diferentes meios suportes (porosidades diferentes) submetidos ao mesmo carregamento orgânico volumétrico e tempo de detenção hidráulico para tratamento de despejo sintético de proteína-carboidrato. A taxa de carregamento orgânico sofreu aumento gradual de 2 a 16 g DQO.m⁻³. dia⁻¹. O Filtro 1 tinha material suporte de vidro com textura aberta (porosidade = 75%), o Filtro 2 tinha material suporte de PVC liso perfurados (porosidade = 90%) e o Filtro 3 estava preenchido com PVC liso (porosidade = 75%). A partida foi feita utilizando inóculo de um digestor de uma planta municipal de tratamento de despejos e lodo de um filtro anaeróbio para tratamento de despejos de leite, o tempo de detenção hidráulico utilizado foi 60 horas, a concentração de DQO do afluente era 1250 mg/L e a taxa de carregamento orgânico foi 0,5 g DQO.m⁻³. dia⁻¹, o tempo necessário para a estabilização dos filtros foram 45 a 63 dias. Após esse período o tempo de detenção hidráulico utilizado foram de 30, 20 e 15 horas, a taxa de carregamento foram de 2, 4, 8, 12 e 16 g DQO.m⁻³. dia⁻¹ e a concentração do afluente foram 2500, 5000 e 10000 mg.L⁻¹ de DQO. Até 8 g DQO .m⁻³. dia⁻¹ e TDH = 30 horas os filtros 1 e 2 permaneceram na faixa de 90 % de eficiência de remoção, acima dessa taxa a eficiência caiu para 80 e 75%. O filtro 3 apresentou queda na eficiência a partir de 4 g DQO kg DQO.m⁻³. dia⁻¹, diminuindo para 60%. Eles notaram que a textura e porosidade teve um impacto significativo no desempenho dos filtros, onde o meio suporte com textura aberta apresentou 78% de eficiência de remoção de DQO devido sua alta retenção através de análise da espessura do biofilme aderido. O reator com meio de maior porosidade apresentou eficiência de 77% que foi atribuído ao maior crescimento de biomassa suspensa e para o meio suporte com menor porosidade e superfície lisa, a eficiência foi de 57%. Foi realizado um estudo com traçador, Rodamina B, nos reatores com meio suporte com biomassa e sem biomassa e utilizaram água como líquido de estudo. No teste utilizando reator sem biomassa o tempo real na curva (10 a 11 horas) para todos os filtros foi aproximado do tempo de detenção teórico (15 horas), essa diferença foi devido ao próprio meio suporte atribuído a redução efetiva do volume dos reatores, enquanto que no teste utilizando reator com biomassa, o reator 2 apresentou TDH real (3 horas) mais próximo do TDH teórico e os reatores 1 e 3 apresentaram tempo de 1,5 e 1 hora. Eles concluíram, através das curvas, que a razão entre o tempo real decorrido em resposta do traçador e o tempo de detenção hidráulico teórico foi baixo devido a curto circuitos, ocorrendo a diminuição do volume efetivo dos reatores e conseqüentemente o

tempo de residência do líquido. O filtro 2 apresentou maior tempo de residência do líquido, pois tinha menos espaços mortos e acumulação de biomassa, aumentando a eficiência de remoção. No filtro 3 houve perda de biomassa, pois o meio suporte era de superfície lisa, verificado através da alta concentração de sólidos suspensos no efluente.

SONG E YOUNG (1986), utilizando reatores com chapas finas corrugadas, variando para cada reator, o grau de rugosidade, a área superficial específica e os canais de fluxo (chapas com uma configuração de fluxo - cruzado ou chapas providas de tubos verticais, ou seja fluxo tubular), concluíram que a remoção de DQO não era diretamente relacionado a área superficial específica, mas o tamanho dos poros e o tipo do meio era mais importante. A melhor performance em todos esses casos foi o fluxo - cruzado, considerando a inclinação dos canais do meio, pois houve uma melhor redistribuição do fluxo, aumentando o grau de mistura e o contato entre os substratos orgânicos e microrganismos ativos.

Diversas pesquisas foram realizadas para estudar a eficiência de tratamento do filtro anaeróbio para efluentes de várias indústrias, onde são utilizados diferentes materiais de enchimento. Cada efluente apresenta características peculiares e às vezes foi necessário um tempo de adaptação da biomassa para obter sucesso no tratamento.

HARPER *et al.*(1990), Universidade de Pittsburgh, USA, utilizaram em escala piloto um filtro anaeróbio ascendente com meio de enchimento de polietileno, colocado aleatoriamente, para pré-tratamento de despejos de uma fábrica de processamento de aves de granja no Norte da Georgia, U.S.A. O afluente apresentava DQO Total = 2478 mg.L⁻¹ e DQO solúvel = 1034 mg.L⁻¹ e DBO total = 1016 mg.L⁻¹ e DBO solúvel = 426 mg.L⁻¹. O estado de equilíbrio foi obtido depois de 300 dias de adaptação do lodo com o afluente. O reator foi operado a 35°C com um tempo de detenção hidráulico de 21 horas e uma taxa de carregamento orgânico de 2,8 kg DQO.m⁻³. dia⁻¹. A eficiência de remoção de DQO foi de 70% e a remoção de DBO₅ foi de 80%. Alguns problemas operacionais surgiram como manutenção da bomba e entupimento das válvulas de retenção e do sistema de troca de calor do afluente, devido a presença de óleos e graxas. Também ocorreram falhas na adição de solução tampão para controle do pH durante o tratamento, resultando em

saídas de efluente com pH de 6,8. Nessa ocasião, houve um declínio na eficiência de remoção de DQO e DBO, provocando um aumento na concentração de ácidos voláteis. Baseado na experiência do filtro em escala piloto, foi concluído que esse sistema é uma alternativa para pré-tratamento de despejos de processamento de aves e granjas, e alguns cuidados são necessários, como o controle na concentração de óleo e graxas e o tempo de detenção hidráulico deve ser aproximadamente de 1 dia para atingir boa eficiência de remoção.

Um filtro anaeróbio com enchimento de anéis de plástico foi usado por CARTER *et al.* (1985), em Kansas City, como pré tratamento para despejos produzidos por uma Companhia de engarrafamento de refrigerantes localizado no Parque Industrial Lenexa em Kansas City. O afluente apresentava uma DBO na faixa de 200 a 4000 mg.L⁻¹ e foi obtida uma remoção de DBO em torno de 83% durante dois anos de operação do filtro. Tiveram temporariamente problemas no aquecedor para manter a temperatura de 35 °C durante a operação, afetando as bactérias metanogênicas e conseqüentemente menor produção de metano. Devido a diminuição da temperatura de 35°C para 21°C, apresentou maior concentração de ácidos voláteis, havendo necessidade de adição de soda cáustica para aumentar a alcalinidade e aumentar o pH.

VIRARAGHAVAN & KIKKERI (1990), Universidade de Regina, Canadá, operaram três filtros ascendentes com meio suporte plástico a 12,5; 21 e 30°C para tratamento de efluentes de laticínios. Um lodo digerido anaerobicamente de uma planta de tratamento de efluente em Regina, foi utilizado para a partida dos filtros. A partida dos filtros foi feita na seguinte maneira: no final de 9 semanas de operação, a eficiência de remoção de DQO atingiu 85% no filtro a 12,5 °C (R1) e 21 °C (R2) e 87% no filtro a 30°C (R3). Na décima semana foi feito o primeiro choque de carga, caindo drasticamente a remoção de DQO para 60, 61 e 59%, respectivamente. Os filtros se recuperaram na vigésima semana com 70, 70 e 82%, respectivamente. Nesta mesma semana os filtros foram submetidos a um outro sobrecarregamento, diminuindo a remoção para 62, 64 e 68% respectivamente. Na vigésima primeira semana foi adicionado lodo digerido anaerobicamente para acelerar a recuperação. Os filtros recuperaram e mantiveram em estado de equilíbrio na vigésima oitava semana com eficiência de remoção de 78, 77 e 83% respectivamente. Durante o período de partida, o filtro que operou a 30°C teve melhor desempenho em todas as situações. Na fase de

estado de equilíbrio, o melhor desempenho dos filtros foram em 4 e 6 dias de tempo de detenção hidráulico e em menores taxas de carregamento orgânico para o três filtros. Na remoção de sólidos suspensos somente no filtro a 12,5^oC houve alteração na remoção com a diminuição do tempo de detenção hidráulico. Foi feita análise de acumulação de sólidos nos três filtros e concluíram que na maior temperatura há menos acumulação de sólidos por peso de DQO introduzido no filtro, ou seja, em maiores temperaturas há maior destruição dos sólidos voláteis. É possível trabalhar em baixa temperatura, mas a eficiência de remoção é menor, portanto deve-se fazer uma avaliação na economia global, incluindo custo de manutenção, operação e energia recuperada.

Na década de 1970, implantaram-se na USP de São Carlos, duas unidades de filtro anaeróbio (um dos primeiros que foram construídos no Brasil, em escala protótipo) para tratamento de águas residuárias de indústrias de conservas de carne por CAMPOS, RODRIGUES & FORESTI. Esses reatores tiveram sua partida sem a utilização de qualquer inóculo, e após três meses estavam funcionando em condições apropriadas. Foram operados durante cinco meses, verificando-se que no final desse período a remoção média de DBO resultou da ordem de 70% para tempo de detenção hidráulico igual 18 horas, obtendo-se efluente clarificado e baixos teores de sólidos sedimentáveis e não exalava maus odores. Após cinco meses de operação notou-se aumento na eficiência de remoção, constatando-se que o sistema ainda não atingiu o equilíbrio dinâmico. Esse fato mostrou que certamente após alcançado esse estágio, a eficiência na remoção de DBO iria resultar superior ao valor atingido até então.

Fatores como a temperatura, taxa de carregamento orgânico, tempo de detenção hidráulico interferem consideravelmente no desempenho do sistema. Vários estudos foram realizados alterando esses parâmetros e estudando a sua interferência no desempenho.

SILVERIO *et al.* (1986), Filipinas, estudaram o tratamento anaeróbio de efluente proveniente de lavagem de destilaria de melaço (DQO aproximadamente de 40.000 mg.L⁻¹) utilizando filtro anaeróbio com enchimento de tijolos vermelhos. O tempo de detenção hidráulico foi de 9,0; 5,5 e 3,6 dias e a taxa de carregamento orgânico foi de 40 a 80 kg DQO.m⁻³. dia⁻¹, ou

taxa de carregamento hidráulico de 0,6 a 1,5 L.dia⁻¹, esse aumento provocou a diminuição da eficiência de remoção de DQO (50 a 40%) e redução na produção de metano (75 a 55%). Eles concluíram que um pré e pós tratamento anaeróbio é necessário quando utiliza despejos líquidos com alta carga, com a finalidade de reduzir em níveis de matéria orgânica para uma faixa aceitável antes da disposição final.

Segundo INAMORI *et al.* (1986) as vantagens dos filtros anaeróbios são : o método é passível de utilização para tratamento de esgotos solúveis (pouco concentrados); não há necessidade de retorno do lodo; a produção de lodo é menor e a capacidade de sedimentação é maior; o tempo de detenção celular pode ser aumentado, podendo-se aplicar o tratamento mesmo a baixas temperaturas; a manutenção e operação são fáceis.

RODRIGUES¹ *apud* CAMPOS *et al.*(1989) realizou pesquisa com uma unidade piloto de filtro anaeróbio para tratamento de despejos líquidos de indústrias de laticínios e obteve, após 6 meses de operação, 70 a 98 % na remoção de DBO e DQO. As principais características dos despejos são DBO: 842 mg L⁻¹, DQO : 1219 mg L⁻¹ e pH : 4,3. Apesar de o pH apresentar valores abaixo do neutro, nunca foi necessário efetuar a sua correção e logo após a primeira camada (0,40 m) o próprio meio se encarregava de elevá-lo para valores próximos de 7,0 e nas camadas mais próximas do fundo (até 0,40 m) que ocorreu a maior remoção da matéria orgânica .

1 RODRIGUES, B.A.S., DANIEL, D.D., VIOTO, S. *Aplicação de filtro anaeróbio de fluxo ascendente no tratamento de efluentes líquidos de indústria de laticínios.* In: I Encontro sobre Tratamento de Efluentes, Rio de Janeiro, dezembro, 1986.

FIGUEIREDO *et al.* (1989) propuseram a aplicação do FA para tratamento de efluente de uma indústria de tingimento de couros. O efluente apresentava elevada cor, alta temperatura e baixa carga orgânica. Foram utilizados dois reatores com diferentes meios: pedra e anel de plástico. A alcalinidade foi corrigida para 1000 mg/L e obteve-se remoção de DQO para os filtros com pedra e anel, respectivamente, 65 e 80 %, para taxas de aplicação de carga orgânica de 0,65 a 1,96 kg/m³.d. Quanto a cor do resíduo, verificaram que independentemente da sua tonalidade, o efluente dos filtros apresentou única, acinzentada, durante todo o tempo do experimento e os filtros não exalaram maus odores. Os autores concluíram que o filtro anaeróbio é uma opção viável para o tratamento deste resíduo industrial, o leito filtrante com anéis plásticos proporcionou melhor desempenho que o leito com pedra britada, não houve influência significativa da carga orgânica volumétrica na eficiência dos filtros e observaram um melhor desempenho dos filtros com o aumento do TDH.

DALTRO *et al.* (1989) realizaram pesquisas com filtros anaeróbios de altura reduzida no tratamento de esgotos sanitários. Foram utilizados dois filtros anaeróbios, denominados de filtro alto e filtro baixo, de 1,86 m e 0,67 m de altura respectivamente, ambos em formato cilíndrico, com volume total de 0,590 m³ cada. O material suporte utilizado foi a brita com dimensões de 3 a 5 cm, o despejo utilizado foi o esgoto sanitário. Na fase de adaptação o tempo de detenção hidráulico foi de 48 horas, durante 30 semanas e receberam inóculo constituído de lodo. Quando atingiu o equilíbrio, os filtros foram operados nos tempos de detenção hidráulico de 24, 12 e 8 horas, durante 19 semanas, 12 semanas e 7 semanas, respectivamente. O filtro alto teve como maior eficiência média de remoção de DQO, 59% e o filtro baixo teve 52 % para tempo de detenção hidráulico de 12 horas. As melhores remoções de sólidos totais para tempo de detenção hidráulico foram no filtro alto de 78% e no filtro baixo de 71%. De acordo com os resultados obtidos concluiu-se que em termos de desempenho, os dois filtros apresentaram diferença insignificante de um para outro, demonstrando a pouca influência da altura do filtro.

MENDEZ, LEMA E SOTO (1995) pesquisaram filtro anaeróbio termofílico (55⁰C) e filtro anaeróbio mesofílico (37⁰C) com enchimento de anéis rasching de PVC, para tratar despejos de uma indústria de processamento de alimentos provenientes do mar com alta concentração de

substâncias orgânicas (10.000 a 50.000 mg.L⁻¹ de DQO) e elevada quantidade de sais (Cl⁻, Na⁺, SO₄²⁻). Foi necessário uma adaptação do lodo (inóculo de um reator UASB) para altas concentrações de sais, prolongando a partida dos filtros (9 meses). O filtro anaeróbio mesofílico alcançou remoção de DQO de 64% para uma taxa de carregamento orgânico no máximo de 24 kg DQO.m⁻³. dia⁻¹ , enquanto que no filtro termofílico a remoção foi de 73% para uma taxa de carregamento orgânico no máximo de 9 kg DQO.m⁻³. dia⁻¹ . Portanto o filtro mesofílico suportou uma taxa de carregamento orgânico maior que o termofílico, devido a diferença de retenção do lodo dentro do filtro mesofílico (72g SSV.L⁻¹) e termofílico (10g SSV L⁻¹). A atividade específica do lodo no filtro mesofílico (0,21 g DQO/g de SSV. dia) foi menor que o filtro termofílico (0,66 g DQO/g de SSV.dia). Concluíram também que para a operação termofílica é necessário um enchimento com maior capacidade de retenção da biomassa (maior superfície específica) enquanto que para a operação mesofílica é necessário um enchimento que permite uma melhor remoção da biomassa, com o objetivo de evitar entupimento.

YOUNG (1991) citou alguns parâmetros que mais influenciaram a performance do sistema: tempo de detenção hidráulica; concentração do esgoto; área superficial do meio suporte; declividade das placas corrugadas do meio suporte e carga orgânica.

SANCHEZ HERNANDEZ (1991), Cuba, utilizou três filtros anaeróbios descendentes para tratamento de despejo de levedura produzido por uma indústria em Cuba. O volume diário de afluente produzido era de 30.000 m³, que apresentava DQO=20.000 mg.L⁻¹ e pH=4,5. Cada filtro apresentava um tipo de meio de enchimento : brita, blocos de plástico e anéis de cerâmica. A operação dos filtros foi feita com variação do tempo de detenção hidráulico e da taxa orgânica volumétrica. Concluíram que com o aumento da taxa orgânica e diminuição do TDH houve diminuição na remoção de DQO solúvel para os três meios de enchimento. O leito de plástico foi mais eficiente que o de pedra e menos eficiente que os anéis de cerâmica. Portanto a maior eficiência foi com enchimento de anéis cerâmicos com uma remoção de DQO de 92%,TDH= 3 dias e carga volumétrica = 5 a 6 kg DQO.m⁻³. dia⁻¹ .

PAULA JUNIOR E FORESTI (1993) utilizaram um filtro anaeróbio piloto com meio suporte de pedra para tratamento de efluentes líquidos de agroindústria de conservas alimentícias, com concentrações de DQO entre 196 e 600 mg/L (baixas concentrações). Foi utilizado para partida lodo digerido, peneirado e diluído de um biodigestor rural para inocular o reator, esse período de adaptação foi de 2 meses. Durante a fase de equilíbrio do filtro foram utilizados tempos de detenção hidráulicos de 24,18 e 16 horas e taxa de carregamento entre 0,1 e 1kg DQO/m³.dia. Os três tempos de detenção hidráulicos alcançaram uma eficiência de remoção de DQO em torno de 84, 83 e 85%, respectivamente. Entretanto na sexta semana, houve uma descarga tóxica, que desequilibrou o processo, levando o reator ao colapso. Foi necessário diminuir a alimentação e controlar o pH para a recuperação do sistema. Após esse período de tentativa de recuperação foi necessário adicionar lodo parcialmente digerido no reator para acelerar a recuperação e após 30 dias atingiu uma eficiência de 80% de remoção de DQO.

PRASERTSAN *et al.* (1994), Tailândia, utilizaram filtro anaeróbio com anéis de PVC como meio suporte para tratamento de efluentes de uma Indústria de frutos do mar. O efluente apresentava concentração de DQO de 46955 mg.L⁻¹ e DBO de 11874 mg.L⁻¹. A partida do FA foi feita com lodo de uma lagoa anaeróbia de tratamento de efluentes de frutos do mar, portanto não foi necessária adaptação do lodo. A taxa de carregamento no FA foi de 0,3 a 1,8 kg DQO.m⁻³. dia⁻¹ e o TDH utilizado foi de 36 a 6 dias. Os resultados mostraram que o aumento da taxa de carregamento orgânico provocou diminuição na remoção de DQO. A maior taxa de remoção de DQO obtida foi de 84% a uma taxa de carregamento orgânico de 0,3 kg DQO.m⁻³. dia⁻¹ com TDH de 36 dias. A taxa de carregamento máxima que o sistema suportou foi de 0,99 kg DQO.m⁻³. dia⁻¹ a um TDH de 11 dias e obtiveram remoção de 78% de DQO. Quando foi aplicada taxa de carregamento maior que 1,2 kg DQO.m⁻³. dia⁻¹ o pH sofreu uma diminuição rápida, aumentando a concentração de ácidos voláteis e consequentemente diminuindo a remoção de DQO para 60% e a produção de biogás que era em torno de 1,5 m³/m³.dia.

ALONSO (1996), Argentina, estudou dois filtros anaeróbios com TDH de 36 horas, os quais foram submetidos a choques de temperatura (30°C para 20°C) e pH (neutro para 3 a 4). No primeiro filtro foram utilizadas chapas finas laminadas de poliuretano (porosidade 95%) e no segundo filtro pedras vulcânicas porosas (porosidade de 53%) para tratamento de uma solução preparada com despejo proveniente de uma indústria de sucos de limão. O filtro com pedras vulcânicas foi mais afetado pelo choque de temperatura que pela diminuição do pH, aumentando a concentração de DQO_{Total} no efluente de 450 a 750 mg L⁻¹ no caso do choque de temperatura e DQO_{filtrada} de 220 a 300 mg L⁻¹ no caso do choque de pH. O filtro com chapas laminadas de poliuretano não apresentou variações no desempenho para os diferentes parâmetros analisados durante o estado de equilíbrio.

VIRARAGHAVAN E VARADARAJAN (1996), Universidade de Regina, Regina, Saskatchewan, Canadá, estudaram o efeito da temperatura e tempo de detenção hidráulico na eficiência de filtros anaeróbios em escala de laboratório para tratamento de despejos de tanque-séptico, laticínios, matadouro, processamento de batatas e efluentes de soro fisiológico. O tratamento para cada despejo foi diferenciado em relação ao tempo de detenção hidráulico e a temperatura. Os tempos de detenção hidráulico utilizados foram de 1 a 6 dias, e as temperaturas foram de 5, 10 e 20 °C para o efluente do tanque séptico, 12,5, 21 e 30°C para o efluente do matadouro e laticínios, 2, 4, 10 e 20°C para o efluente de processamento de batatas e 16, 20, 26 e 30°C para efluente de soro fisiológico. No tratamento do efluente do tanque séptico, o filtro operado com 20°C alcançou maior remoção de DQO e o filtro operado com 5°C foi o mais afetado pelas mudanças do tempo de detenção hidráulico. No tratamento do efluente de laticínios, o efeito da temperatura na eficiência de remoção do DQO não foi acentuado para altos tempos de detenção hidráulico e o filtro operado com 30°C teve melhor desempenho (92 % de remoção de DQO) que o filtro operado com 12,5 °C (85% de remoção de DQO) e 21°C (78% de remoção de DQO). No tratamento do efluente de processamento de batatas, foi obtido 56% de remoção de DQO a 20°C e 17% de remoção a 2°C (o sistema entrou em colapso). No tratamento do efluente de matadouro a eficiência de remoção variou de 37 a 77% para menor e maior tempo de detenção hidráulico. No tratamento de efluentes de soro fisiológico a maior eficiência de remoção de DQO foi a 30°C (93%) com uma taxa de carregamento orgânico de 3,0 kg DQO.m⁻³. dia⁻¹, nos outros

filtros, com a mesma taxa de carregamento e temperaturas menores, a eficiência de remoção diminuiu, entretanto quando houve aumento na taxa de carregamento orgânico, a eficiência diminuiu para todas as temperaturas de operação. Portanto, os parâmetros mais importantes a serem analisados e controlados para qualquer efluente são o tempo de detenção hidráulico, temperatura e taxa de carregamento orgânico.

3.5 COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO

Nas pesquisas de YOUNG e McCARTY (1968), quando relataram que a eficiência de remoção de DQO era diretamente proporcional ao tempo de detenção hidráulico, a compreensão do processo foi baseado inicialmente como sendo um plug-flow ideal. Um reator em pistão ideal ou tubular real não prevê mistura, apresenta uma relação comprimento e diâmetro grande para que o escoamento se aproxime do ideal, ou seja, apresenta escoamento ordenado dos elementos do fluido. Segundo LEVENSPIEL (1974), o reator tubular ideal é caracterizado por apresentar perfis de velocidade, temperatura e concentração uniformes em uma seção transversal. A concentração e a temperatura variam na direção axial, porém a mistura e/ou dispersão de substâncias nesta direção é desprezível, ou seja, todos os elementos de fluido possuem o mesmo tempo de residência no reator e não se misturam entre si. As moléculas de reagentes e produtos não se difundem de um elemento para outro, comportando-se como se fossem "pequenos tubos" escoando independentemente ao longo do reator.

RIEMER *et al.* (1980) concluíram, usando traçadores, que a dinâmica dos filtros era diferente do plug-flow e HALL (1982), utilizando anéis de plástico, concluiu que os curto circuitos aumentavam como consequência do aumento de sólidos e o volume efetivo do reator diminuía devido a espaços mortos, que dependia da configuração do reator.

HARLEY YOUNG e JAMES YOUNG (1988) utilizaram uma combinação de sistemas ideais (plug-flow e mistura completa). Segundo SCHMAL ¹ *apud* CABRAL (1995) a principal característica dos reatores tipo mistura completa ideal é a de apresentar mistura perfeita, fazendo com que a concentração de saída do reator seja igual à concentração no seu interior. Os autores estudaram as características hidráulicas de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente, utilizando blocos modulares de PVC com diferentes áreas específicas como material de recheio. Para a simulação da produção de gás era injetado ar, através de um difusor de pedra porosa, com vazões de 3,3 a 6,7 ml/s (valores estes baseados em taxas de vazões observadas em estudo com reatores reais em operação). Nos testes com traçador foi utilizado cloro-38 com concentração inicial de 0,085 mg/L. Foram realizados testes com o filtro sem recheio, tendo os autores observado comportamento tipo mistura completa, e testes com o filtro preenchido com o recheio e com o recheio recoberto com uma camada de agar (1-3 mm de espessura) para simular o biofilme. As curvas obtidas, tanto para o caso com agar no recheio como sem a presença do gel, foram bastante semelhantes, não havendo indicação de que a camada de agar tenha interagido com o traçador radioativo. Os autores concluíram, a partir dos testes realizados com diferentes áreas superficiais de recheio, que o aumento da área específica superficial acarretou em aumento na característica "plug flow" do escoamento e a presença de gás provocou certa agitação, responsável pela característica de mistura completa observada no estudo do comportamento hidrodinâmico deste tipo de reator. Os autores também concluíram que testes com reatores em escala reduzida podem ser utilizados para prever o desempenho de unidades em escala real. No mesmo trabalho um modelo matemático foi proposto para o comportamento do escoamento onde o filtro foi dividido em quatro regiões: região de entrada, definida como de mistura completa, seguida pela região de escoamento tubular disperso em paralelo a uma região de zona morta e, por final, a região de saída, especificada como um reator de mistura completa. A partir do desenvolvimento deste modelo, os autores concluíram que um único modelo, baseado apenas nos escoamentos ideais, não é suficiente para descrever o escoamento em filtros anaeróbio de fluxos ascendentes.

1 SCHMAL, M. (1982) *Cinética homogênea aplicada e cálculo de reatores*. Editora Guanabara Dois. Cap. 4, p. 162-278 e cap. 301-342

Pode-se dizer que filtros anaeróbios são reatores de escoamento não ideal, ou seja, que não seguem exatamente os padrões de escoamento ideal. Esse desvio deve-se a formação de canais preferenciais, pelo reciclo de fluido no interior dos reatores, curto-circuitos ou presença zonas mortas (regiões estagnadas). Segundo LEVENSPIEL (1974), os problemas decorrentes da não idealidade do escoamento estão relacionados ao aumento de escala das unidades, pois o fator não controlado, quando se trabalha com reatores, é o quanto o escoamento no interior das unidades se afasta do ideal. O não conhecimento deste fator pode acarretar em erros grosseiros no projeto e na mudança de escala de reatores.

SHAH *et al.* (1978), citam que problemas importantes referentes ao aumento de escala de reatores ocorrem, principalmente, devido ao fato de os dados de distribuição do tempo de residência (DTR) do equipamento de pequena escala, não poderem ser usados em unidades de grande escala, pois o regime de escoamento que prevalece naqueles reatores pode diferir quando a escala é aumentada.

Para efeito de projetos é necessário saber por quanto tempo as moléculas permanecem no recipiente ou, mais precisamente, qual a distribuição dos tempos de residência (DTR) do fluido que está escoando, pois o desempenho e eficiência do processo são afetados pela dispersão nas curvas de DTR (NAOR & SHINNAR ¹ *apud* de NARDI (1997)). É evidente que elementos do fluido que percorrem diferentes caminhos no recipiente podem apresentar diferentes tempos de residência. A função de distribuição de tempo de residência de elementos de fluido, $(E(t))$, é a fração de elementos do fluido na saída do recipiente que permanecem no sistema entre t e $t + dt$.

NAOR, P. & SHINNAR, R. (1963) Representation and Evolution of Residence time Distributions. *I & EC Fundamentals*. 2:278-286

Assim, segundo LEVENSPIEL (1974), a distribuição na forma normalizada (área sob a curva unitária) para todos elementos de fluido na saída que permanecem entre 0 e ∞ é dada por:

$$\int_0^{\infty} E(t)dt = 1 \quad (3.1)$$

A fração de elementos do fluido na saída com idade (tempo passado pelo elemento do fluido dentro do recipiente) inferior a t_1 corresponde:

$$\int_0^{t_1} E(t)dt = 1 \quad (3.2)$$

e a fração de elementos do fluido na saída com idade superior a t_1 corresponde a:

$$\int_{t_1}^{\infty} E(t)dt = 1 - \int_0^{t_1} E(t)dt \quad (3.3)$$

A curva E ou DTR é necessária na avaliação do grau de desvio da idealidade do escoamento. A Figura 3.2 mostra a DTR normalizada.

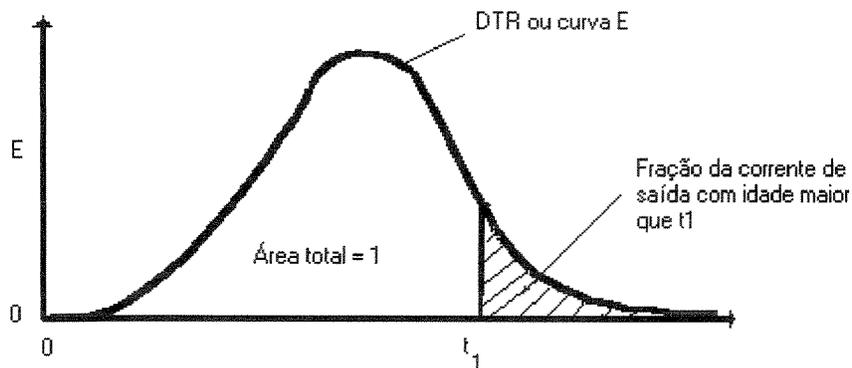


FIGURA 3.2 Curva de distribuição do tempo de residência (DTR) normalizada.
Fonte: LEVENSPIEL, 1974

Segundo LEVENSPIEL (1974), quando um sinal de traçador tipo pulso ideal é adicionado à corrente de entrada, a resposta normalizada é chamada curva C esquematizada na Figura 3.3.

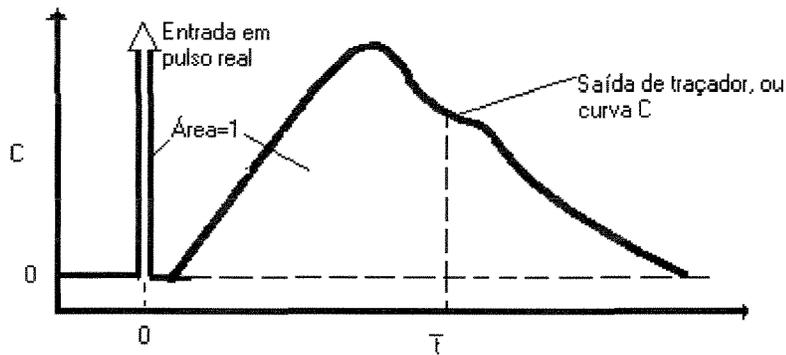


FIGURA 3.3 Curva C para entrada tipo função pulso.

Fonte: LEVENSPIEL, 1974

Na maioria dos casos, quando se deseja projetar reatores, basta que se conheça a curva de Distribuição do Tempo de Residência (DTR) do fluido que está passando pelo sistema. O conhecimento do DTR de elementos de fluido é utilizado para caracterizar o grau de não idealidade do escoamento.

A DTR pode ser determinada facilmente por um método de investigação amplamente usado: o teste de estímulo e resposta com o uso de traçadores, que consiste em provocar uma perturbação na entrada do sistema, através de uma substância que não interfira no escoamento, e medir a resposta do sistema a este estímulo, ao longo do tempo. Através de análise da resposta, obtêm-se informações sobre o sistema. A injeção do traçador pode ser feita de diversas formas; porém, de acordo com DENBICH & TURNER (1984), SMITH (1970) e LEVENSPIEL (1974), as duas mais usadas são as entradas tipo função pulso e função degrau.

No caso da entrada em pulso, DENBICH & TURNER (1984) definem que uma quantidade conhecida de traçador é injetada, na corrente afluyente, durante um período de tempo infinitamente pequeno em comparação com o tempo de residência médio. A injeção do traçador, a partir de uma entrada em degrau consiste, basicamente, em substituir parte da vazão afluyente por vazão de traçador.

O estudo hidrodinâmico de um determinado sistema inclui tanto análise qualitativa das curvas DTR, como a análise quantitativa a partir do ajuste de modelos teóricos aos pontos experimentais, cujo objetivo é indicar o tipo de escoamento predominante ou, a que tipo de escoamento ideal o sistema real se aproxima.

Muitos tipos de modelos podem ser usados para ajustar as curvas DTR experimentais e caracterizar o escoamento não ideal em reatores. As principais características que fazem o seu comportamento desviar do comportamento ideal devem estar reproduzidas com exatidão no modelo. Alguns modelos baseiam-se na analogia entre a mistura da corrente do escoamento real e o processo de difusão. Outros ainda supõem várias regiões de escoamento ligadas em série ou em paralelo; alguns consideram uma série de misturadores ideais. A utilização destes modelos é útil no cálculo do desvio em sistemas reais, tais como os recipientes tubulares ou leitos de enchimento, em relação ao escoamento tubular, para os quais, neste caso, os modelos de parâmetro único representam adequadamente estes tipos de reatores (LEVENSPIEL, 1974).

Os principais modelos de parâmetro único, utilizados na caracterização de escoamento em reatores, de acordo com LEVENSPIEL (1974) são: modelo de dispersão (escoamento tubular disperso) e modelo de reatores tanque em série.

O modelo de tanques em série é um modelo de parâmetro único N , denominado número de reatores mistura perfeita em série (CSTR), e pressupõe que o fluido escoar através de uma série de reatores mistura perfeita de volumes iguais. O grau de mistura é caracterizado pelo número de tanques em série (N). Quanto maior o número de tanques, mais baixo é o grau de mistura e, no caso limite de um número de tanques infinitos, prevalece o escoamento pistonado.

O modelo de dispersão é usado para descrever reatores tubulares não-ideais. Neste modelo, considera-se uma dispersão axial, devido a diferentes velocidades de escoamento ou difusões moleculares e turbulentas (Figura 3.4). Esse modelo é caracterizado por um parâmetro único, o coeficiente de dispersão (D).

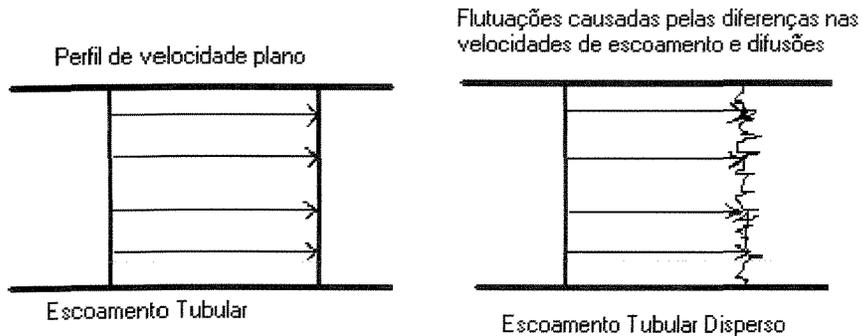


FIGURA 3.4 Representação do modelo da dispersão

Fonte: LEVENSPIEL (1974)

De acordo com a lei de Fick, o coeficiente longitudinal ou axial de dispersão (m^2/s), que caracteriza o grau de mistura durante o escoamento na direção X, é dada pela seguinte equação:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial X^2} \quad (3.4)$$

onde, D = coeficiente longitudinal ou axial de dispersão (m^2/s)

Na forma adimensional, em que $z = x/L$ e $\theta = t/T_m$, onde L é o comprimento característico do reator e o $\theta = t/T_m = t\mu /L$, onde T_m é o tempo de residência médio (s) e o μ é a velocidade média do escoamento (m/s), a equação que representa este modelo é:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \left(\frac{D}{\mu L} \right) \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - \frac{\partial C}{\partial z} \quad (3.5)$$

O grupo dimensional ($D/\mu L$), denominado número de dispersão do recipiente, mede a extensão da dispersão axial. Logo, de acordo com LEVENSPIEL (1974):

Para ($D/\mu L$) $\rightarrow 0$, dispersão axial desprezível \Rightarrow escoamento tubular

Para ($D/\mu L$) $\rightarrow \infty$, grande dispersão axial \Rightarrow escoamento em mistura

Se é fornecido um impulso ideal a um fluido escoando, a dispersão modificará este impulso. Essa dispersão pode ser de pequena ou grande intensidade. Para a dispersão de pequena intensidade, o valor de ($D/\mu L$) é pequeno, ou seja, uma dispersão de pequena intensidade, não haverá modificações significativas na curva resposta. Neste caso resulta em uma curva E simétrica que representa uma família de curvas gaussianas (normais ou de erro com média e variância). Segundo LEVENSPIEL (1974) a variância adimensional (σ_θ^2) é dada de acordo com a equação a seguir a partir da qual pode-se obter o valor do número de dispersão ($D/\mu L$).

$$\sigma^2 = (\sum t_i^2 \cdot C_i \cdot \Delta t_i) / (\sum C_i \cdot \Delta t_i) - T_m^2 \quad (3.6)$$

$$T_m = (\sum t_i \cdot C_i \cdot \Delta t_i) / (\sum C_i \cdot \Delta t_i) \quad (3.7)$$

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{T_m^2} \quad (3.8)$$

$$\text{para pequena dispersão : } \sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{T_m^2} = 2(D/\mu L) \quad (3.9)$$

onde:

σ_θ^2 : variância adimensional

σ^2 : valor da variância;

$D/\mu L$: número de dispersão;

T_m : tempo hidráulico de retenção médio.

t_i : tempo decorrido na coleta i

C_i : concentração do traçador no tempo i

Para a dispersão de grande intensidade são considerados dois casos, o sistema aberto e fechado. No sistema fechado de grande intensidade, qualquer perturbação nas fronteiras do sistema (entrada e saída), causa mudanças nas características do escoamento. Segundo LEVENSPIEL (1974), neste caso as curvas de resposta (curvas C) não podem ser obtidas analiticamente, mas somente através da utilização de métodos numéricos. Segundo LEVENSPIEL a variância adimensional (σ_θ^2) é dada de acordo com a equação a seguir:

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{T_m^2} = 2(D/\mu L) - 2(D/\mu L)^2 \cdot (1 - e^{-D/\mu L}) \quad (3.10)$$

No sistema aberto de grande intensidade, a curva C pode ser obtida analiticamente. Entretanto, a maneira como se mede a curva C determina sua forma. Os dois métodos de medida são "através da parede", no qual o traçador é registrado ao passar pelo ponto de medida, e o "de copo de mistura", no qual coleta-se o traçador em pequenos copos e determina-se sua quantidade em cada copo. O método "através da parede" é adequado para as condições de contorno de recipiente aberto, enquanto que o método "copo de mistura" é adequado para recipiente fechado. Segundo LEVENSPIEL, 1974 a variância adimensional (σ_θ^2) é dada de acordo com a equação a seguir:

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{T_m^2} = 2(D/\mu L) + 8(D/\mu L)^2 \quad (3.11)$$

REBHUN & ARGAMAN (1965) propuseram um modelo hidrodinâmico que dividiam os reatores em várias regiões, dentre elas mistura completa, tubular ideal e zonas mortas, considerando desvios de comportamento, decorrentes de recirculação interna, atrasos na resposta e determinação do tempo de residência médio. Os critérios utilizados pelos autores são baseados nas áreas sob a curva Co em função de θ (curva normalizada), os quais são:

T_p : tempo decorrido para o aparecimento do pico na curva;

T_{10} : tempo que representa 10 % da área sob a curva (a partir da origem), e

T_{90} : tempo que representa 90 % da área sob a curva (a partir da origem).

Estes parâmetros combinados indicam o provável comportamento hidrodinâmico de um reator. As várias combinações desses critérios e seus significados segundo REBHUN & ARGAMAN (1965), são:

T_p/T_{DH} : indicam a extensão do comportamento pistonado (quanto mais próximo de 1,0 o fluxo se aproxima do pistonado);

T_m/T_{DH} : valores menores que 1,0 indicam a presença de zona morta (perda de volume efetivo), e

T_{90}/T_{10} : índice de dispersão de Morril; valores próximos de 1,0 indicam fluxo pistonado e valores próximos de 21,9 indicam fluxo de mistura completa ideal.

3.6 FILTRO ANAERÓBIO COM ENCHIMENTO DE BAMBU PARA TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS

O uso de bambu como meio suporte para Filtros Biológicos, reatores que utilizam o processo aeróbio de estabilização biológica, foi estudado por BRITO *et al.* (1977), no qual os autores chamam a atenção para o potencial de utilização deste meio suporte. O resultados mesmos sendo preliminares já indicavam o baixo custo de obtenção do recheio e construção dos reatores.

Como uma tecnologia alternativa para tratamento de esgoto em pequenas comunidades , o bambu, foi demonstrado em 1992 com sucesso, como recheio de reatores de leito fixo em escala de laboratório (TRITT, 1992) e em escala piloto (TRITT & MEYER – JACOB, 1992).

TRITT, ZADRAZIL, MENGE-HARTMANN e SCHAWARZ (1993), pesquisadores do Centro de Pesquisa Federal da Agricultura na Alemanha, pesquisaram o bambu como meio de enchimento em filtros anaeróbios. Utilizaram bambu do Taiwan e antes do transporte foi feito

tratamento com pesticida (bromometano). O despejo utilizado para o tratamento foi de um matadouro, com valores de pH 7,4 a 7,9; taxa de aplicação de 1 a 4 kg/m³.dia e a temperatura de 37 °C. O monitoramento do desempenho do bambu, como material suporte, foi feito durante 2 anos e não houve acompanhamento da eficiência do reator através de parâmetro físicos-químicos, pois a intenção da pesquisa era conhecer o comportamento do bambu e sua durabilidade. Durante os primeiros seis meses de pesquisa, houve diminuição de 11% na massa seca do bambu e no final de dois anos de monitoramento observou uma diminuição na massa seca total de 15%. Durante os dois anos de experiência, houve redução de 0,8 mm nas paredes do bambu devido ao decréscimo de substâncias contidas no material. Essa fato fez ocorrer uma diminuição na área do anel exposto para compressão, causando uma queda de 21% em relação a inicial. Foram encontrados nos anéis de bambu colônias de arqueas com *Methanosaeta*, *Methanococcus* e *Methanosarcina*, que variou em intensidade em diferentes locais em cada anel. Através desses resultados foi concluído que o bambu pareceu ser adequado para uso, em longo prazo, em filtros anaeróbios.

COSTA COUTO (1993), em trabalho na Faculdade de Engenharia civil da UNICAMP, pesquisou o filtro anaeróbio com meio de enchimento de bambu para tratamento de esgoto doméstico e fez comparações com um filtro preenchido com anéis de plásticos (“palm rings”) e um outro filtro com britas número quatro, obtendo resultados satisfatórios. O bambu possui um índice de vazios na ordem de 78%, que se comparado aos 50% de vazios das britas, representa uma real economia de volume dos reatores. Na comparação dos filtros com diferentes meios de enchimento, o desempenho do filtro com anéis plásticos foi pouco superior ao apresentado pelos filtros operando com pedras e bambu, que por sua vez apresentaram resultados bastante semelhantes. As taxas de remoção de DBO e DQO estiveram na faixa de 60 a 80% e a remoção de sólidos suspensos (70 a 80%) manteve muito próximo nos três reatores estudados. Os filtros foram operados com TDH de 24, 12, 8 e 4 horas, verificando que para o TDH de 4 horas, houve diminuição imediata nos índices de remoção. O autor não aconselha para este tipo de reator, valores de TDH menores que 8 horas, devido ao carreamento de sólidos para o efluente e baixa remoção de matéria orgânica. Ao final da pesquisa foi observado que o bambu manteve as suas características iniciais, sem alterações aparentes, indicando que a sua vida útil pode ser bem longa.

Como pode-se verificar, o bambu é mais uma alternativa de meio de enchimento para filtros anaeróbios, porém é necessária a obtenção de maior número de informações sobre a sua utilização, avaliando o desempenho de filtros em diferentes tempos de detenção hidráulico, analisando os resultados obtidos através de análises de amostras de diferentes alturas no reator e finalmente avaliar seu desempenho em relação a tratabilidade do efluente.

4 MATERIAL E MÉTODOS

Este capítulo aborda o procedimento adotado para a instalação piloto, teste hidrodinâmico, partida e desempenho em diferentes condições de operação e acompanhamento da resistência do bambu.

4.1 INSTALAÇÃO PILOTO

Quatro filtros anaeróbios de fluxo ascendente foram instalados na Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) do Bairro da Graminha, na cidade de Limeira, empresa Águas de Limeira S.A., responsável pela estação (Figuras 4.1 e 4.2). Esta ETE possui tratamento preliminar constituído de grade, espaço entre barras de 2 cm, caixa de areia, calha Parshall para medir e regularizar a velocidade do fluxo (Figuras 4.2 e 4.3), caixas de distribuição que funcionam como um poço de sucção para recalcar o esgoto, através de bombas (Figura 4.4), para um sistema de lagoas de estabilização formado por uma lagoa anaeróbia, uma lagoa facultativa e uma lagoa de maturação (Figura 4.5). Uma caracterização do esgoto após o tratamento preliminar, ou seja, antes de ser recalcado até o sistema de tratamento biológico está mostrada na Tabela 4.1.

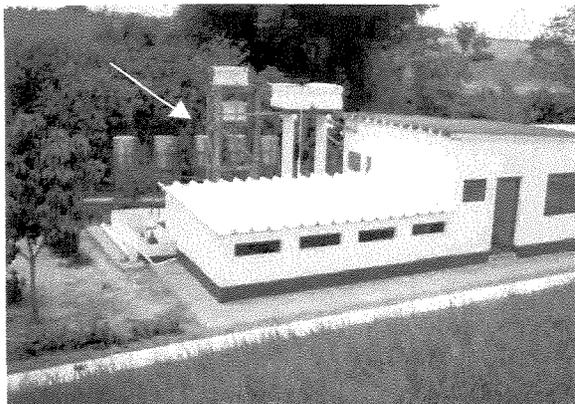


FIGURA 4.1 Localização da planta piloto junto a estação elevatória da ETE do Bairro da Graminha

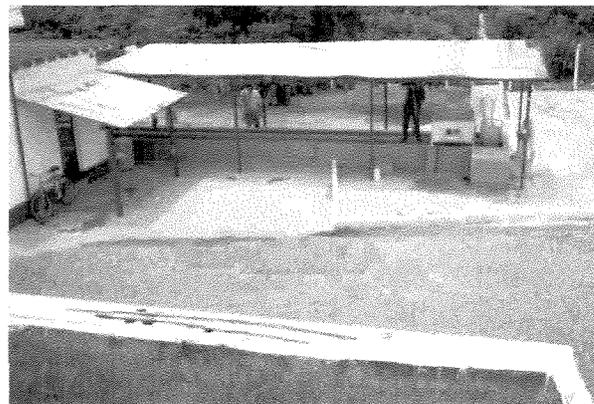


FIGURA 4.2 Tratamento preliminar constituído de grade, caixa de areia e calha Parshall.



FIGURA 4.3 Calha Parshall

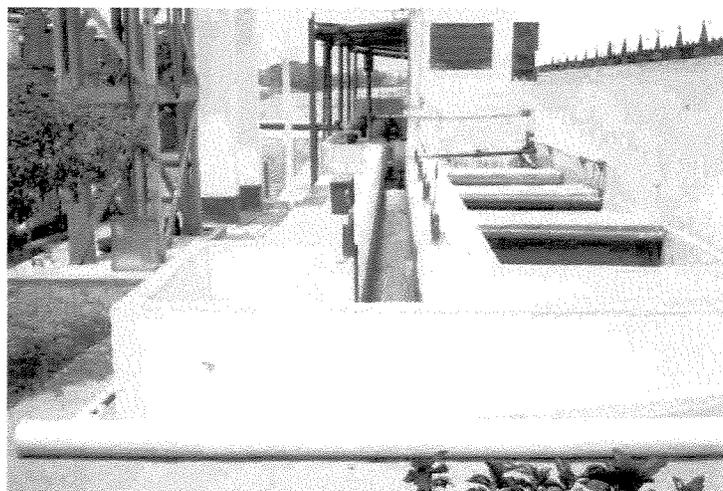


FIGURA 4.4 Canal de distribuição e poço de sucção de esgoto a ser recalcado para o reservatório.

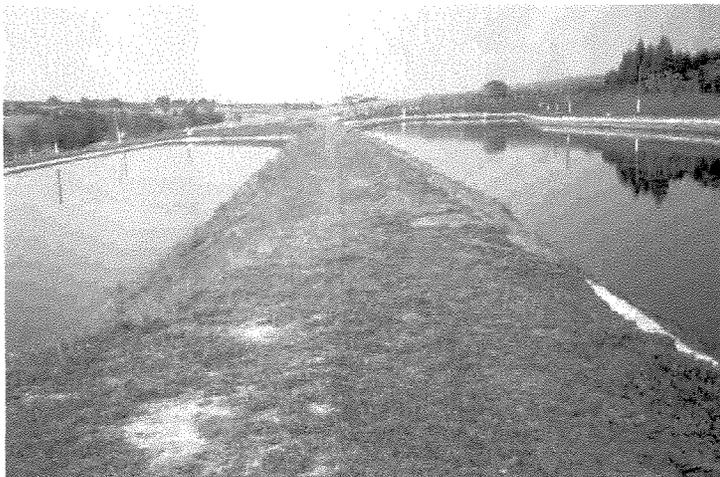


FIGURA 4.5 Lagoas de estabilização

TABELA 4.1 Principais características do esgoto sanitário da ETE na cidade de Limeira, localizado no bairro Graminha, após tratamento preliminar.

<i>PARÂMETRO</i>	<i>VALOR MÉDIO</i>
pH	6,1
ALCALINIDADE TOTAL (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	140
DQO (mg. L ⁻¹)	996
DBO (mg. L ⁻¹)	620
ST (mg. L ⁻¹)	840
STF (mg.L ⁻¹)	283
STV (mg. L ⁻¹)	557
SST (mg. L ⁻¹)	317
SSF (mg. L ⁻¹)	35
SSV (mg. L ⁻¹)	282
Sol. Sedimentáveis (ml. L ⁻¹)	5,8
NITROGÊNIO Total Kjeldahl (mg. L ⁻¹)	35,8
NITROGÊNIO-Orgânico (mg. L ⁻¹)	14,4
NITROGÊNIO- Amoniacal (mg. L ⁻¹)	21,4
FOSFATO (mg. L ⁻¹)	6,1

Fonte: Valores médios dos principais parâmetros realizados no Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil e no Laboratório de Saneamento do CESET (Centro Superior de Educação Tecnológica), ambas da Universidade Estadual de Campinas.

A Figura 4.6 apresenta um esquema geral da planta piloto.

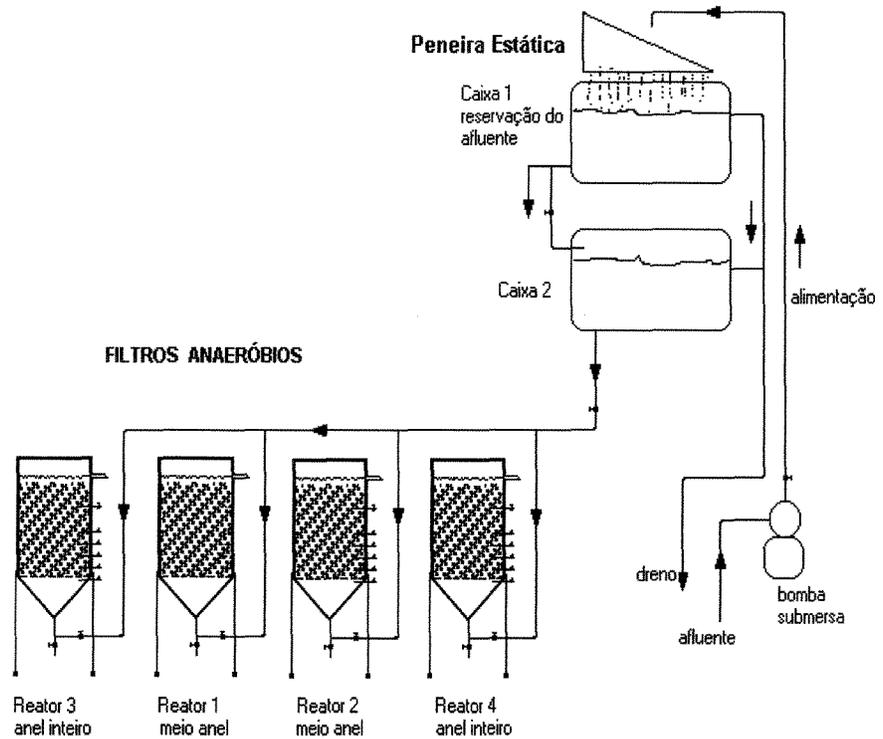


FIGURA 4.6 Esquema da planta piloto.

As Figuras 4.7 e 4.8 apresentam uma visão geral dos reatores e alguns detalhes de acabamento, como piso de proteção com pedras britadas e canais (telha calhetão de fibro cimento) para drenagem de eventuais derrames de efluentes durante o processo de operação, manutenção e retirada de amostras.

A planta piloto é formada de quatro reatores cilíndricos de aço inox com volume individual (vazio) de aproximadamente $0,75 \text{ m}^3$, os quais recebem esgoto sanitário por meio de um sistema de alimentação. Este sistema de alimentação por sua vez, é formado por uma bomba submersa no poço de sucção, que recalca o esgoto sanitário, que já sofreu tratamento preliminar

na ETE existente, até uma primeira caixa de cimento amianto (com volume de 500 L), depois de atravessar uma peneira do tipo estática de barras verticais de 1,5 mm de largura e abertura entre barras de 1,0 mm (Figura 4.6), a fim de remover sólidos que possa obstruir tanto as tubulações e registros, como o meio suporte. A função da primeira caixa é reservar o afluente para alimentar continuamente a segunda caixa. O efluente, então passa para um segundo reservatório, localizado logo abaixo do primeiro, também com capacidade de 500 L, e tem como função manter uma carga hidráulica constante no sistema para alimentação dos reatores. As caixas de distribuição de efluente estão montadas em estrutura de madeira de forma a mantê-las acima dos reatores para que o sistema de alimentação opere todo por gravidade e apresentam, junto ao fundo, uma saída para retirada de material sólido sedimentado ao longo do período de operação (Figura 4.7).

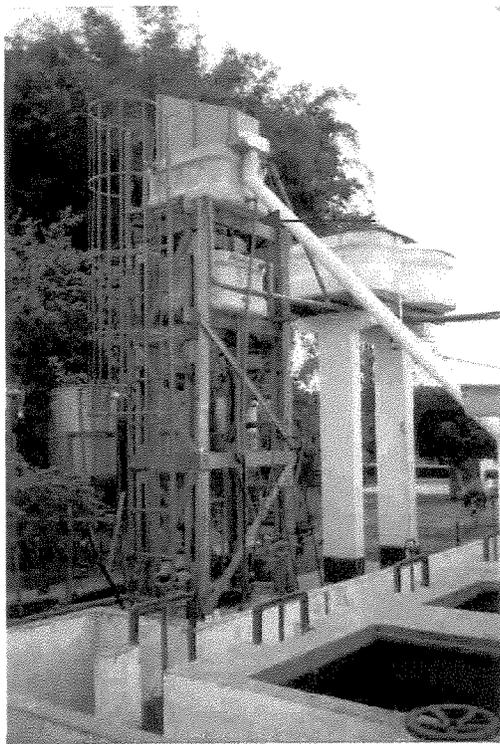


FIGURA 4.7 Estrutura de madeira para suportar as caixas de distribuição de afluente e saída no fundo da caixa.

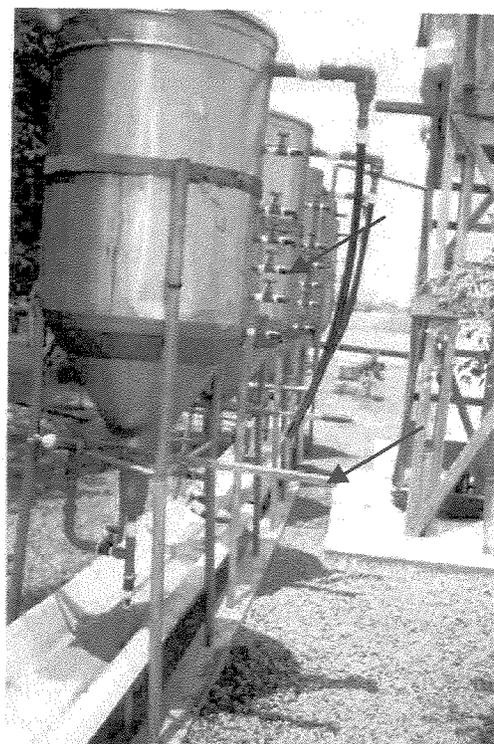


FIGURA 4.8 Vista geral dos reatores, onde podem ser observadas as tubulações de alimentação dos reatores e as tomadas laterais ao longo do reator

As tubulações que saem desse segundo reservatório e que alimentam os reatores, apresentam diâmetro de 25 mm e a vazão afluente de cada reator é controlada, através de um registro de gaveta localizado na tubulação de distribuição de afluente logo antes da entrada inferior no reator. Todos os reatores apresentam um sistema de esgotamento localizado junto a entrada de alimentação de modo a promover a retirada do excesso de lodo produzido no volume de distribuição do efluente (Figuras 4.9 e 4.10). Os efluentes tratados pelos reatores são encaminhados ao Córrego da Graminha, situado ao largo da ETE existente.

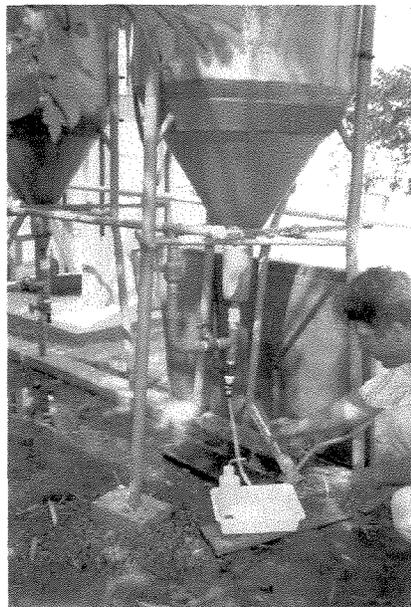


FIGURA 4.9 Sistema de esgotamento



FIGURA 4.10 Sistema de esgotamento, localizado junto a entrada de alimentação

Os reatores apresentam fundo falso cônico, que funciona como um compartimento de distribuição do fluxo de esgoto (Figura 4.11). O meio de enchimento constituído por anéis inteiros (3,5 a 4,0 cm de diâmetro e altura) e meio anéis de bambu (com mesma altura e metade do diâmetro dos anéis inteiros), da espécie *Bambusa tuldooides*, é suportado por uma grade suporte, que foi construído também em bambu, formando uma grade suporte leve e adequada (Figura 4.12). As características físicas dos reatores estão descritos na Tabela 4.2.

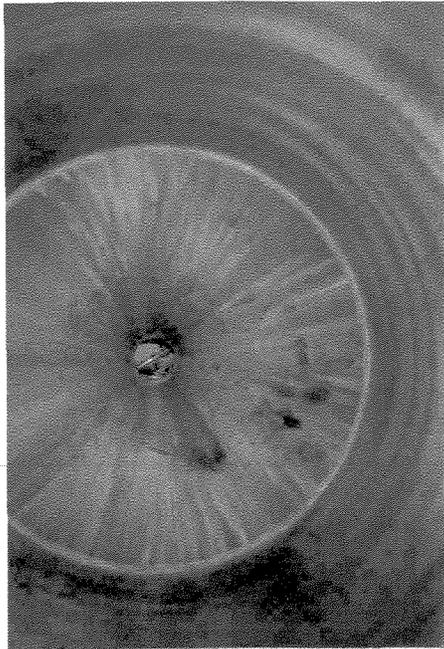


FIGURA 4.11 Reatores apresentam fundo cônico



FIGURA 4.12 Grade ou fundo falso (construído em bambu) e material suporte

TABELA 4.2 Características dos reatores (FA) utilizados e valores de TDH no início do experimento.

Reator	Meio suporte	Sem meio suporte			Com meio suporte			TDH (inicial) (hora)
		V _{Total} (L)	V _{cilíndrico} (L)	V _{Fundo} (L)	V _{Total} (L)	V _{cilíndric} (L)	% de vazios*	
1	meio anel	489,5	387,4	102,1	377,0	274,9	70,96	7
2	meio anel	482,5	371,3	111,1	359,4	248,3	66,87	9
3	anel inteiro	495,6	413,7	81,9	378,0	296,1	71,57	7
4	anel inteiro	484,1	369,5	114,6	372,5	257,9	69,80	9

V_{total} : volume total do reator, V_{cilindro}: volume da parte cilíndrica, V_{Fundo}: volume do fundo cônico,

* : % de vazios da parte cilíndrica

Observa-se na Tabela 4.2 que os filtros, com meio anel de bambu, apresentaram média de índices de vazios de 68,9 % ($\pm 2,9$) e os filtros, com anel inteiro de bambu, apresentaram 70,7 % ($\pm 1,3$). Analisando de forma isolada, o filtro 1 (meio anel de bambu) apresentou índice de vazios maior que o filtro 4 (anel inteiro), que teoricamente é incoerente, considerando o formato do meio suporte e sua disposição dentro do reator. Mas, na prática a introdução do meio suporte foi feita de forma aleatória, ocorrendo ou não a sobreposição ou encaixe entre eles, principalmente para o meio anel, resultando em várias maneiras de disposição no momento de colocar o enchimento e, logicamente, podendo influenciar nos espaços vazios que formam entre os anéis.

Os FA 2, 3 e 4 apresentam tomadas laterais a 0,10; 0,20; 0,30; 0,40; 0,60 e 0,80 metros acima da grade suporte, denominadas de saídas 1, 2, 3, 4, 5, 6, e 7, respectivamente (Figuras 4.13, 4.14 e 4.17). A saída de número 7 era a saída final dos reatores. Os reatores 1 e 2 possuem enchimento de meio anéis de bambu e os reatores 3 e 4 possuem enchimento de anéis inteiros de bambu (Figuras 4.15, 4.16 e 4.18).

Os reatores receberam revestimento isolante externo, do tipo “isopor“ (espuma de poliestireno), visando diminuir a influência de variações de temperatura do ar.



FIGURA 4.13 Tomada laterais **FIGURA 4.14** Filtros revestidos com isolante externo

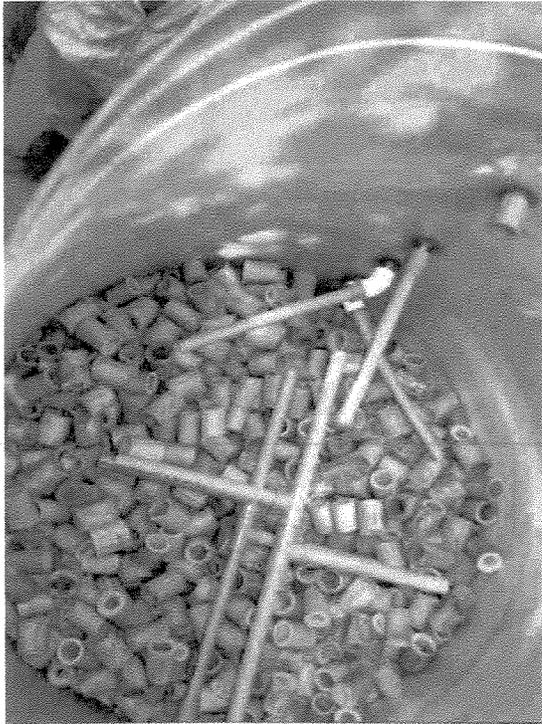


FIGURA 4.15 Filtro com anel inteiro (tipo de alimentação não utilizada no presente trabalho)



FIGURA 4.16 Filtro Anaeróbico com enchimento de meio anel de bambu

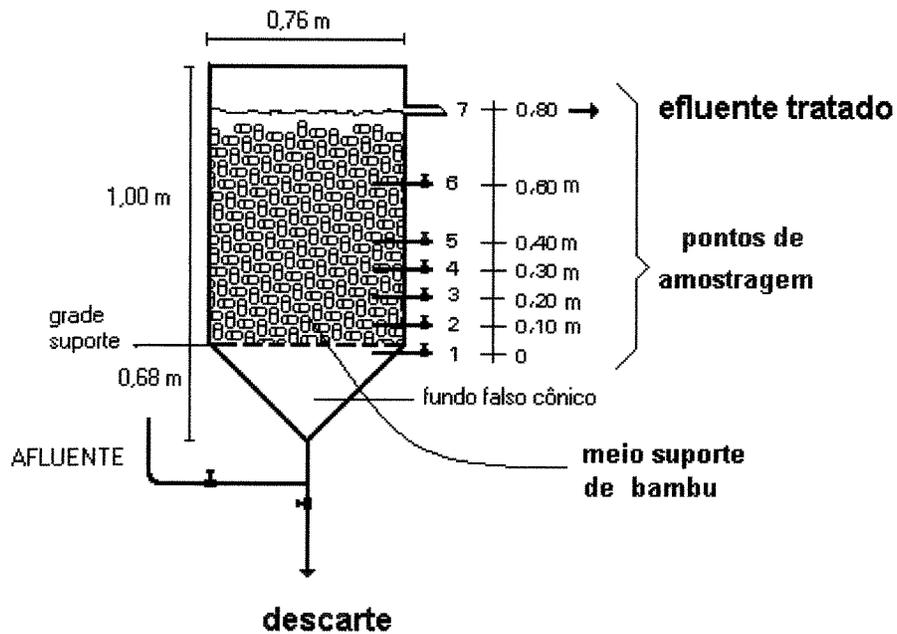


FIGURA 4.17 Tomadas laterais ao longo do reator

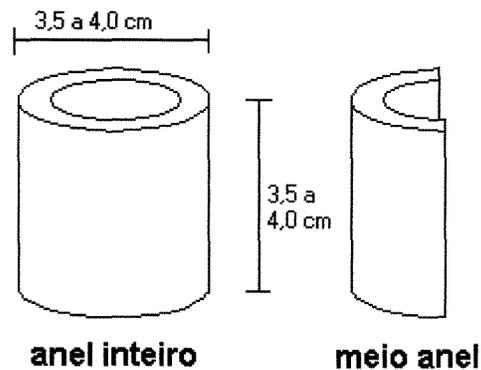


FIGURA 4.18 Formato do material utilizado como meio suporte nos reatores

4.2 TESTE HIDRODINÂMICO

O uso da técnica de estímulo e resposta foi o procedimento para o estudo hidrodinâmico para todos os ensaios.

Procedeu-se a alimentação prévia dos reatores, com água proveniente da rede de distribuição, até que o sistema entrasse em regime, antes da injeção do traçador. O traçador utilizado foi o NaCl, por meio de solução, e foi adicionada na forma de pulso, antes do registro de controle de vazão do reator. Imediatamente após a injeção do traçador, foram iniciadas as coletas do efluente dos reatores, recolhendo-se amostras ininterruptamente com volumes de 20 mL, que após homogeneizadas foram usadas para determinação da condutividade elétrica da solução. Desta forma, o efluente foi coletado em intervalos de tempos regulares de 30 minutos e o tempo decorrido do teste para cada TDH e meio de enchimento foi aproximadamente 2,5 a 3 vezes o TDH estabelecido para o teste.

A concentração da solução de NaCl utilizada como traçador foi próxima da saturação (300 g/L) e o volume adicionado foi de 2,0 L para cada reator. Para encontrar o volume ideal de solução a ser adicionado em cada reator, foi considerado o volume útil dos filtros, que eram próximos, para atingir uma concentração máxima de sal no interior do reator, de tal modo que fosse detectável ao condutímetro.

O comportamento hidrodinâmico foi obtido por meio do monitoramento da condutividade elétrica do líquido nas saídas de cada reator. A condutividade elétrica nas amostras coletadas foi convertida para concentração do traçador presente na amostra. A relação entre concentração do traçador e a condutividade da solução foi feita utilizando-se a equação obtida a partir do gráfico de concentração versus condutividade elétrica. Esse gráfico foi traçado através de leituras de condutividade para soluções de NaCl de concentrações conhecidas, a partir de uma solução mãe de 1% (Tabela 5.1 - Anexo) e feito a linearização do mesmo, obtendo-se a seguinte equação que relaciona condutividade elétrica (K_i) com concentração de traçador (C_i).

$$C_i = - 0,005 + 0,0493 K_i$$

Com coeficiente de correlação (R^2) de 0,9996.

O teste foi realizado, antes da partida dos filtros, em duas etapas. Na primeira etapa o teste foi realizado no filtro 4, onde foi aplicada uma vazão que resultou em tempos de residência médio de 7 horas. Na segunda etapa foram utilizados o filtro 2 (meio anel), com tempo TDH de 7 horas e os filtros 1 (meio anel) e 4 (anel inteiro) com TDH igual a 9 horas.

A obtenção do Tempo de Detenção Hidráulico (TDH) necessário em cada reator foi feito por meio da medição da vazão na saída de 0,80 metros acima da grade suporte (medindo-se o volume de líquido da corrente de saída, em um período de tempo conhecido) e a regulação necessária do fluxo foi obtida por meio do registro de gaveta localizado na tubulação de distribuição de afluente logo antes da entrada inferior no reator.

Utilizando os dados obtidos de condutividade ao longo do tempo, foram construídas curvas do tipo C_o em função de θ , onde C_o e θ são definidos nas equações (1) e (2).

$$C_o = C_i/C_{m\acute{a}x}$$

$$\theta = t_i/TDH$$

onde:

C_o : concentração normalizada;

C_i : concentração do traçador no tempo i ;

$C_{m\acute{a}x}$: valor máximo da concentração do traçador;

θ : tempo normalizado;

t_i : tempo decorrido na coleta i ;

TDH : tempo de detenção hidráulico teórico (volume/vazão).

Os modelos de dispersão propostos por LEVENSPIEL (1974) e REBHUN & ARGAMAN (1965) foram utilizados para caracterizar o escoamento não-ideal dos filtros.

No modelo proposto por LEVENSPIEL, foi testado o modelo de dispersão de pequena e grande intensidade para determinar o número de dispersão ($D/\mu L$), que é um parâmetro obtido a partir do cálculo da variância da curva experimental (C_o em função de θ). A partir dos valores de número de dispersão, foi possível verificar qual o tipo de comportamento hidrodinâmico os reatores se aproximam nas várias configurações estudadas.

No modelo proposto por REBHUN & ARGAMAN (1965), a partir das curvas experimentais, foram obtidos os parâmetros T_p , T_{10} , T_{90} , baseados nas áreas sob a curva normalizada (C_o em função de θ). Com a combinação desses parâmetros, proposta pelos autores, foi possível avaliar o comportamento hidrodinâmico dos filtros.

4.3 PARTIDA E DESEMPENHO

A partida dos reatores foi efetuada com inóculo, de modo a acelerar o processo, proveniente de uma fossa séptica de uma das ETEs da cidade de Campinas, localizada no Bairro Costa e Silva. O volume do inóculo, em cada um dos FA, era equivalente ao volume do fundo falso cônico, abaixo da grade suporte, preenchendo todo o volume destinado a distribuição. As principais características do lodo do Tanque Séptico da cidade de Campinas - SP (ETE Costa e Silva) estão apresentados na Tabela 4.3.

TABELA 4.3 Valores médios dos parâmetros analisados no lodo do Tanque Séptico

<i>PARÂMETROS E UNIDADES</i>	<i>VALOR MÉDIO</i>
pH	8,0
DQO (mg O ₂ /L)	3079
Sólidos Totais (mg/L)	5100
Sólidos Totais Fixos (mg/L)	1160
Sólidos Totais Voláteis (mg/L)	3940
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	2510
Sólidos suspensos Fixos (mg/L)	656
Sólidos suspensos Voláteis (mg/L)	1854
Sólidos Sedimentáveis (mL/L)	550

Fonte: Valores médios dos parâmetros realizados no Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil e no Laboratório de Saneamento do CESET (Centro Superior de Educação Tecnológica), ambas da Universidade Estadual de Campinas.

Após a diluição do lodo, na proporção 2/3 de esgoto bruto e 1/3 de lodo e retirada de materiais indesejáveis (cabelo, partícula grande), através de uma peneira com abertura de 2,4 mm, iniciou-se a partida dos filtros, com vazão de 340 ml/min para atingir o tempo de detenção hidráulico (TDH) de 24 horas, onde foi mantido nessas condições durante uma semana.

Após essa curta adaptação da biomassa, o TDH dos filtros 1 e 3 foram diminuídos para 7 horas e o TDH dos filtros 2 e 4 para 9 horas. No decorrer do monitoramento, o TDH de cada filtro foi alterado de maneiras distintas para alcançar uma boa avaliação do desempenho em diferentes condições de operação.

O desempenho do filtro 1 foi avaliado com TDH constante de 7 horas. O filtro 2 foi operado com TDH de 9 horas até 380 dias de operação, depois diminuído para 7 horas e retornou para 9 horas aos 626 dias de operação. O filtro 3 também foi operado com TDH constante de 7 horas.

O filtro 4 foi utilizado na avaliação do sistema à diferentes TDH. As mudanças no TDH foi feita a partir de 380 dias de operação, quando o tempo de 9 horas, foi diminuído em uma hora a cada aproximadamente trinta dias, até o valor de 2 horas. O reator permaneceu com TDH de 2 horas durante 11 semanas e após esse período, o TDH foi aumentado para 5 horas.

Durante 745 dias de operação dos filtros, foram monitorados 6 pontos de amostragem: o efluente recalado pela bomba submersa antes de passar pela peneira estática (ponto EF), o efluente após sair da segunda caixa do sistema de alimentação e que representa o afluente a ser tratado pelos FA (ponto AF) e as saídas dos quatros FA (pontos R1, R2, R3 e R4), através dos parâmetros: DQO, DBO, série de sólidos, alcalinidade, ácidos voláteis, pH, fósforo e nitrogênio.

Durante a monitoração, a eficiência de remoção de matéria orgânica e sólidos pelos filtros, foram obtidas em função ao afluente (AF) dos filtros, ou seja o efluente que sai da segunda caixa que compõe o sistema de alimentação.

As análises foram realizadas no Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil e no Laboratório de Saneamento do CESET (Centro Superior de Educação Tecnológica), ambas da Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). A Tabela 4.4 apresenta os parâmetros que foram monitorados, as frequências de análises e a metodologia empregada na determinação. Os parâmetros contidos nesta tabela foram obtidos por meio de análises realizadas segundo metodologias contidas no *Standard Methods for the Examination of Water and*

Wastewater (APHA, 1995), exceto para aqueles parâmetros que estiver com outra metodologia especificada.

TABELA 4.4 Parâmetros que foram analisados, frequência de análise e as respectivas metodologias empregadas :

<i>Parâmetro</i>	<i>Frequência de análise</i>	<i>Metodologia Empregada</i>
Temperatura	Semanalmente	----
pH	Semanalmente	Potenciométrico
Alcalinidade total	Semanalmente	Titulação Potenciométrica
Alcalinidade parcial	Semanalmente	Titulação Potenciométrica (Ripley <i>et al</i> , 1986)
Ácidos Orgânicos Voláteis	Semanalmente	Titulação potenciométrica (DiLallo e Albertson, 1961)
DQO _{total}	Semanalmente	Refluxo
DQO _{filtrada} ¹	Ocasionalmente	Refluxo
DBO	Semanalmente	Oxímetro
Sólidos sedimentáveis	Semanalmente	Gravimétrico
SST, SSF e SSV	Semanalmente	Gravimétrico
Nitrogênio Amoniacal	Quinzenalmente	Análise de Injeção de Fluxo (FIA)
Nitrogênio Total Kjeldahl	Quinzenalmente	Análise de Injeção de Fluxo (FIA)
Fósforo Total	Quinzenalmente	Colorimétrico

¹ DQO_{filtrada}: é resultado da determinação do valor de DQO da amostra líquida filtrada em filtro de fibra de vidro, tipo Whatmann GF/C (porosidade de 1,2 µm), o mesmo utilizado na análise de sólidos suspensos.

O estudo do desempenho dos filtros 2, 3 e 4 ao longo da altura dos reatores, foi estudado a partir de 261 dias de operação, quando os reatores apresentaram estabilidade no comportamento dos parâmetros analisados. Para o estudo foram realizadas 6 coletas para cada filtro, 2 e 3 e 28 coletas para o filtro 4, nas alturas 0, 0,10; 0,20; 0,30; 0,40; 0,60 e 0,80 metros, acima do fundo falso, atingindo um total de 120 dias de monitoração para os filtros 2 e 3 e 471 dias para o filtro 4. O estudo foi mais prolongado para o filtro 4, com a finalidade de conhecer o desempenho do reator ao longo de sua altura em condições desfavoráveis (baixo TDH). As amostras coletadas nas saídas laterais foram analisadas através dos parâmetros: DQO, série de sólidos, alcalinidade, ácidos voláteis e pH.

As coletas do afluente e efluente tratado dos quatro filtros foram realizadas em semanas alternadas, intercalando com as coletas nas saídas laterais. A amostragem foi composta de hora em hora, por um período de 7 horas, uma vez por semana.

O controle da vazão de alimentação do afluente em cada reator, foi realizado pela medição diária da vazão na saída final de cada filtro (a 0,80m acima do fundo falso) e a regulação do registro de entrada do afluente em cada FA. O cálculo de remoção das variáveis DBO, DQO e SST foi feito em função do efluente do sistema de alimentação (ponto AF), de forma a medir efetivamente o desempenho dos FA.

Para caracterização dos flocos ou grânulos, amostras de lodo foram retiradas dos quatro filtros, após 7 meses, diretamente do ponto de coleta, localizado junto a entrada de alimentação (Figuras 4.9 e 4.10). A coleta foi feita imediatamente após purgação da linha para retirada do lodo acumulado na tubulação. As amostras foram preservadas a 4^oC em frascos fechados e analisados no mesmo dia. As amostras foram preparadas de acordo com a metodologia descrita por RECH e CARVALHO (1993) para ser observado ao microscópio em aumento de 20 e 100x.

Para o estudo da resistência do bambu, utilizado como meio suporte de biomassa para os filtros anaeróbios, foram coletadas amostras nos filtros 01 e 02 (meio anel) e nos filtros 03 e 04 (anel inteiro), após 1 e 2 anos de operação, para ensaio de compressão na seção do bambu,

através da máquina Versa Tester, Soiltest: Evanston, ILL; USA, segundo a NBR 7215/96 (Cimento Portland - Determinação da resistência a compressão).

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados obtidos, para as diferentes etapas do estudo, serão apresentados na seguinte forma: etapa de partida, desempenho para diferentes tempo de detenção hidráulico, avaliação da eficiência em diferentes alturas do meio suporte, comportamento hidrodinâmico, alteração na resistência mecânica do bambu e caracterização do lodo.

5.1 PARTIDA E DESEMPENHO

Foram obtidos resultados a partir da monitoração da partida e desempenho dos filtros, no período de 745 dias de operação, por meio de análises físico-químicas de amostras do afluente e do efluente dos filtros. Os resultados estão apresentados sob a forma de tabelas e gráficos.

O desempenho do filtro 1 (enchimento de meio anel de bambu) foi avaliado com tempo de detenção hidráulico (TDH) aproximado de 7 horas, o filtro 2 (enchimento de meio anel) foi operado com TDH de 9 horas até 380 dias de operação, depois diminuído para 7 horas e retornou para 9 horas aos 626 dias de operação. O filtro 3 (enchimento de anel inteiro) também foi operado com TDH constante de 7 horas (Tabela 5.1).

O filtro 4 (enchimento de anel inteiro de bambu) foi utilizado na avaliação do sistema à diferentes TDH. As mudanças no TDH foi feita a partir de 380 dias de operação, onde o tempo de 9 horas, foi diminuído em uma hora a cada aproximadamente trinta dias, até o valor de 2 horas. O reator permaneceu com TDH de 2 horas durante 11 semanas e após esse período, o TDH foi

aumentado para 5 horas. A amostragem do afluente e efluente tratado dos quatro filtros e as coletas nas saídas laterais do filtro 4 foram realizadas quinzenalmente, intercalando as coletas do efluente tratado pelos filtros com as saídas laterais do filtro 4.

TABELA 5.1 Período e tempo de operação dos filtros anaeróbios com meio suporte de bambu em diferentes TDH.

REATOR	TDH (horas)	PERÍODO DE OPERAÇÃO (dias)	TEMPO DE OPERAÇÃO (dias)
1 (meio anel)	7	1 a 745	745
	2 (meio anel)	9	1 a 380
3 (anel inteiro)	7	380 a 626	246
	9	626 a 745	119
	7	1 a 745	745
4 (anel inteiro)	9	1 a 380	380
	7	380 a 430	50
	6	430 a 450	20
	5	450 a 485	35
	4	485 a 520	35
	3	520 a 541	21
	2	541 a 618	77
	5	618 a 745	127

5.1.1 pH, Alcalinidade e ácidos voláteis

A Figura 5.1 apresenta os resultados de pH no afluente e efluente dos filtros, ao longo do tempo de operação, onde praticamente todos encontraram-se dentro da faixa considerada ótima (6,7 a 7,1) para o processo anaeróbio, segundo LETTINGA & van HAANDEL (1994). O pH se manteve na faixa adequada para digestão anaeróbia em todos os filtros, sem que houvesse necessidade de adição de compostos alcalinizantes, inclusive o filtro 4, que foi operado com diminuição gradual no TDH. O aumento na taxa de carregamento orgânico no filtro 4 (Tabela 5.6 e Figura 5.16), que será melhor discutido no item 5.1.2, não afetou a estabilidade no comportamento do pH, devido ao bom sistema de tamponamento formado no meio, através do sistema carbônico (CO_2 , HCO_3^- e CO_3^{2-}). Como é possível verificar nas Figuras 5.2 e 5.3 que representa os resultados obtidos de alcalinidade.

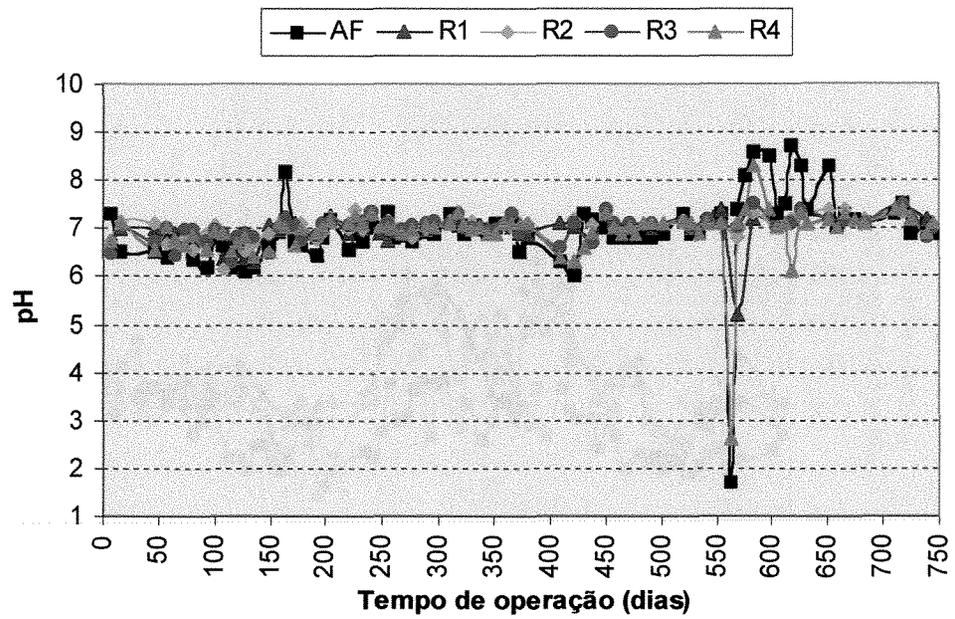


FIGURA 5.1 Resultados de pH no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

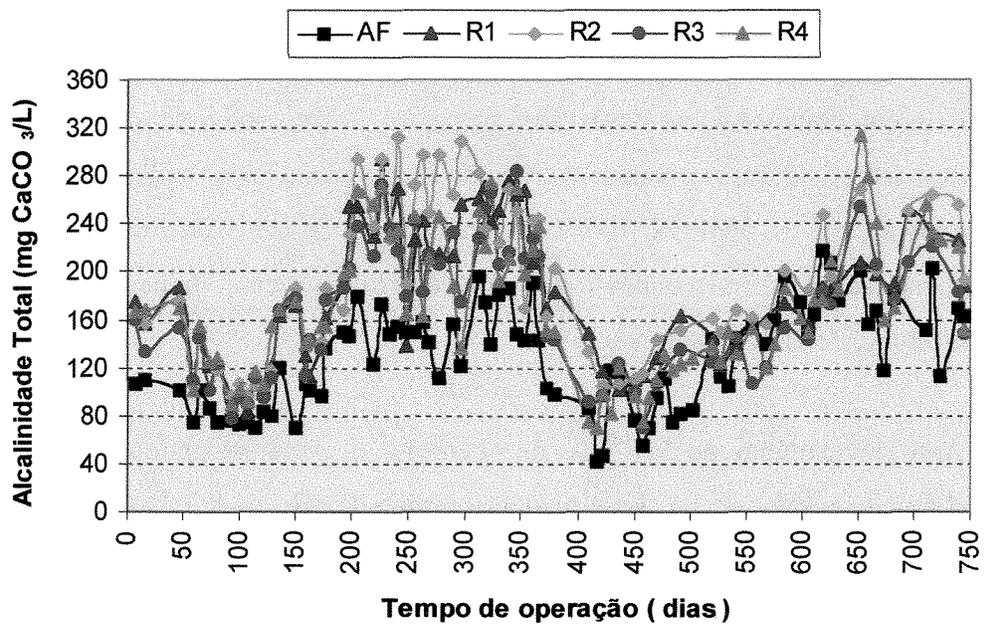


FIGURA 5.2 Resultados da alcalinidade total no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

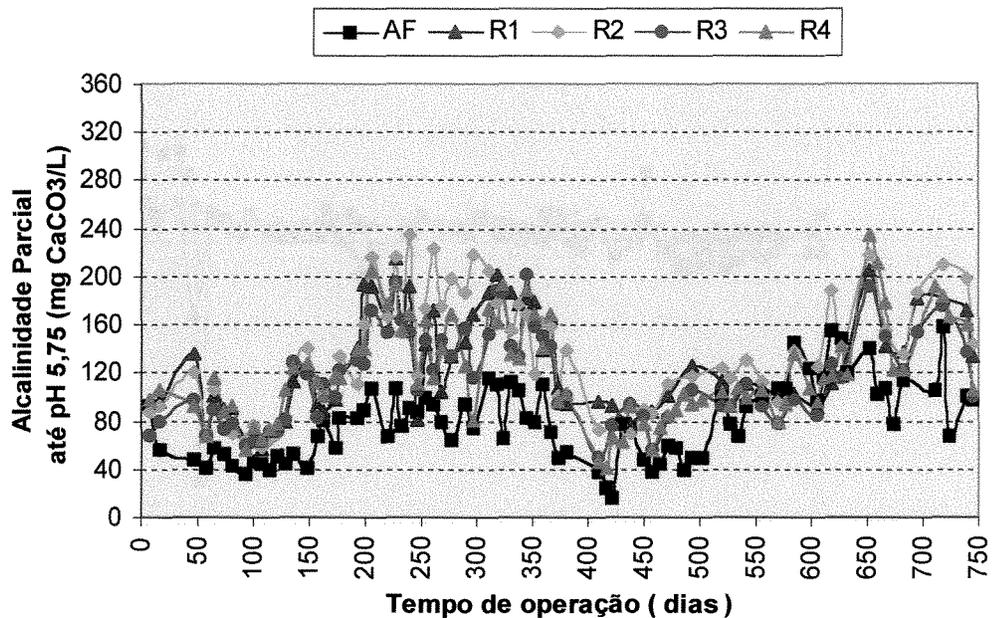


FIGURA 5.3 Resultados da alcalinidade parcial no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo

Até o período de 567 dias de operação, os valores de pH para o afluente sempre estiveram na faixa de 6,3 a 7,2. Os valores mais baixos de pH encontrados no afluente, que em princípio seria só esgoto doméstico, se deve provavelmente à decomposição de compostos facilmente degradáveis, como açúcares e amido na rede coletora, produzindo ácidos orgânicos e causando a diminuição do pH (CAMPOS, 1999). Entretanto o efluente dos diversos reatores sempre estiveram acima de 6,5 independente do valor de pH do afluente, o que torna possível observar a grande estabilidade alcançada pelos FA.

Aproximadamente no 570^o dia de operação ocorreu um choque de pH no afluente dos filtros, atingindo o valor de 1,7. Essa mudança rápida de pH, pode ter sido ocasionada por algum descarte ácido proveniente de despejo clandestino na rede coletora de esgoto. Na semana em que ocorreu o choque ácido, a coleta que tinha sido programada era as nas saídas intermediárias do filtro 4 e "felizmente" esta coincidência resultou em amostras reais após o choque. Nesse período o filtro 4 estava sendo operado com TDH de 2 horas, o que acabou contribuindo para o aumento da sensibilidade da biomassa, resultando em um efluente com pH de 2,6, porém na semana

seguinte o valor de pH retornou a 7,1. Não foram obtidos valores de pH dos outros filtros no dia do choque, pois a coleta tinha sido programada para ser feita apenas no filtro 4.

Entretanto nota-se na Figura 5.1 que uma semana após o choque de pH, o efluente dos filtros 1, 2 e 3 apresentaram valores de 5,2, 6,8 e 7,0, respectivamente, e permaneceram na faixa neutra (pH 7) até o final do monitoramento. Essa recuperação rápida foi, provavelmente devido ao meio tampão que a alcalinidade produziu através da sua capacidade de neutralizar os ácidos pelos íons carbonato e bicarbonato. De acordo com LETTINGA *et al.*¹ (1996) *apud* CHERNICHARO (1997), após mudanças bruscas de pH, a recuperação é mais rápida se a queda no pH não for muito elevada e/ou se o choque de pH tiver curta duração e se a concentração de ácidos graxos voláteis durante o choque de pH se manter baixa. Por meio do monitoramento do afluente e efluente dos filtros, pode-se verificar que o choque ácido teve curta duração e não foi observado aumento na concentração de ácidos voláteis no efluente tratado pelos filtros durante o choque (Figura 5.4). Provavelmente os valores baixos de pH do afluente foram decorrentes de despejos ácidos de algum tipo de indústria de galvanoplastia, talvez produtoras de semi-jóias, empresas muito comuns na região.

Valores de pH em torno de 8,0 foram encontrados no período de 576 a 598 dias de operação (Figura 5.1). Esses maiores valores de pH encontrados, após o choque ácido, foram devido a aplicação de cal no sistema de tratamento preliminar da ETE para manter o pH na faixa neutra antes de atingir o sistema de lagoas.

Freqüentemente os dois parâmetros mais usados para monitorar a estabilidade de digestão são alcalinidade e ácidos voláteis. Nas Figuras 5.2 e 5.3, nota-se que os valores de alcalinidade no efluente tratado em quaisquer um dos reatores, apresentou concentração de alcalinidade total e intermediária maior que o afluente, inclusive na semana do choque ácido. Esse fato também foi observado por muitos autores em seus experimentos.

1 LETTINGA G., HULSHOF POL L. W. & ZEEMAN G. *Biological Wastewater Treatment . Part I: Anaerobic Wastewater Treatment*. Lecture Notes. Wageningen Agricultural University, ed. January 1996.

Segundo YOUNG & McCARTY (1968), as camadas superiores do meio suporte podem ser responsáveis por esse comportamento, possivelmente pela destruição de material celular e conseqüente liberação de amônia. O aumento na concentração de amônia no efluente em relação ao afluente dos filtros, pode ser observado na Figura 5.28. Na estreita faixa de pH, a amônia pode agir como base forte, ocorrendo praticamente a sua completa dissociação (LETTINGA & van HAANDEL, 1994). Segundo, ainda, LETTINGA & van HAANDEL (1994) no reator gera-se alcalinidade devido a reações como amonificação (mineralização de nitrogênio orgânico) e perde-se acidez devido a dessorção de CO₂ e por outro lado a metanogênese ocorrerá e removerá parte do ácido acético, aumentando assim a alcalinidade e reduzindo a acidez.

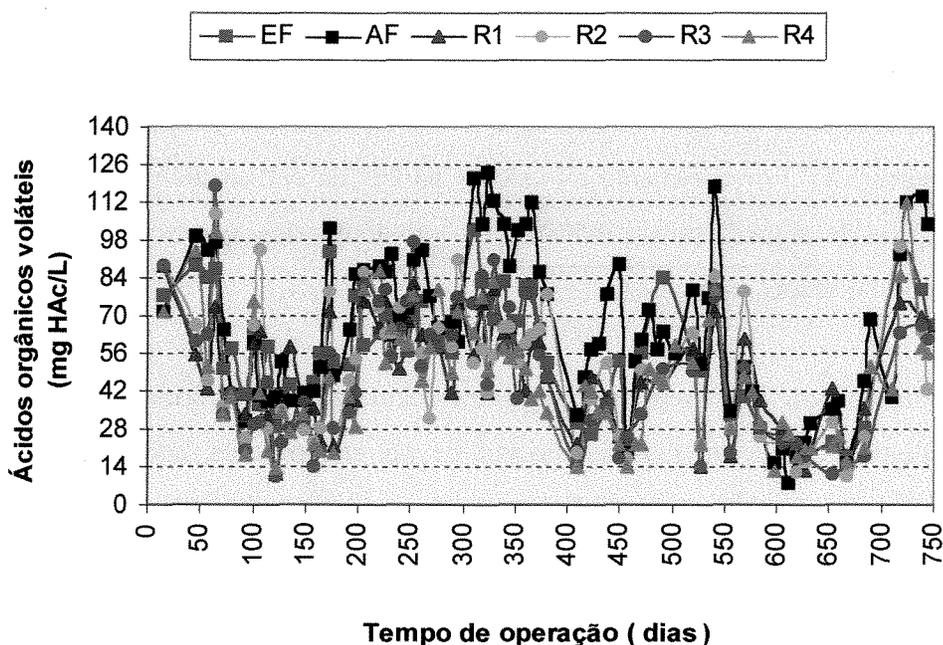


FIGURA 5.4 Resultados de ácidos voláteis no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

A alcalinidade parcial (devido a bicarbonatos) refere-se a alcalinidade total menos a alcalinidade dos ácidos voláteis (SPEECE, 1996). A capacidade de tamponamento da alcalinidade por bicarbonatos é muito mais importante para um processo anaeróbico que por ácidos voláteis, pois num reator anaeróbico onde o pH deve ter um valor próximo de 7, a concentração de bicarbonato predomina e a capacidade de tamponamento da alcalinidade por ácidos voláteis ocorre na faixa de pH entre 3,75 e 5,75, sendo de pouca importância para a

digestão anaeróbia. Nas Figuras 5.2 e 5.3 verifica-se um aumento da alcalinidade total nos períodos entre 200 a 350 dias e 650 a 750 dias de operação, provavelmente devido a bicarbonatos, pois a alcalinidade parcial sofreu um aumento no mesmo período. Por meio dos resultados obtidos é possível afirmar que a alcalinidade do meio (alcalinidade afluyente mais a alcalinidade gerada) foi suficiente para manter a estabilidade do pH, mesmo diante de situações adversas, como foi o choque ácido ou situações com mudanças graduais, como ocorrida com o parâmetro TDH na operação do filtro 4.

A alcalinidade do meio é resultante da alcalinidade proveniente do afluyente e a alcalinidade gerada no sistema. Pode-se dizer que a alcalinidade proveniente do afluyente representa uma parte considerável da alcalinidade total do sistema. Nas Figuras 5.2 e 5.3 observa-se que no período entre 350 a 550 dias de operação, a alcalinidade total e parcial gerada a partir do afluyente apresentaram uma diminuição de 142 para 42 mg/L e 110 para 16 mg/L, respectivamente. Essa diminuição na alcalinidade proveniente do afluyente resultou em uma diminuição na alcalinidade do efluente dos filtros, mas não o suficiente para causar diminuição no pH (Figura 5.1) e aumento na concentração de ácidos orgânicos voláteis (Figura 5.4).

Na Figura 5.4 observa-se que em nenhum momento a concentração de ácidos orgânicos nas saídas dos filtros foi maior que o afluyente. Esse fato indica que os ácidos voláteis no meio foram metabolizados adequadamente após a sua formação pelos microrganismos metanogênicos. Segundo LETTINGA & van HAANDEL (1994), durante a fermentação ácida somente cerca de 70% da DQO é convertida em ácido acético, sendo que o restante se transforma em outros produtos (H_2 , CO_2 , H_2O), que não afetam a alcalinidade. Os ácidos formados foram convertidos a produtos finais da decomposição pela fermentação metanogênica, pois o pH sempre manteve na faixa neutra, favorecendo as reações bioquímicas necessárias ao processo biológico de degradação.

Comparando-se os valores de ácidos orgânicos voláteis no efluente após tratamento preliminar, antes da peneira estática (EF) e no afluyente aos filtros (AF) na Figura 5.4, nota-se que na maior parte do tempo de monitoração dos reatores não houve aumento na concentração de ácidos voláteis após a segunda caixa do sistema de alimentação, com exceção no período entre

300 a 450 dias de operação. Esse fato mostra que, apesar das caixas de alimentação reservar o esgoto por um determinado tempo, que variava de acordo com as condições de operação dos filtros, não foi verificado a ocorrência de acidogênese nos reservatórios ao longo do tempo de monitoração.

Observando-se na Figura 5.5 o comportamento das curvas que representa os valores obtidos a partir da relação AI/AP, é possível notar que ao longo do tempo de monitoração a relação AI/AP para o afluente se manteve acima dos valores obtidos para o efluente dos filtros.

Esse comportamento mostra que o sistema tampão gerado no interior dos reatores foi devido principalmente por bicarbonatos. Entretanto esse fato não foi verificado no período posterior ao choque ácido (após 562 dias de operação), que pela diminuição do pH, a alcalinidade por bicarbonatos diminuiu, resultando no aumento da relação AI/AP no efluente dos filtros. Segundo RIPLEY *et al.* (1986) a relação AI/AP é uma ferramenta adequada e rápida para acompanhar as condições operacionais da digestão anaeróbia e de acordo com os autores, valores de AI/AP superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo anaeróbio. Mas segundo FORESTI¹ (1994) *apud* CHERNICHARO (1997), é possível a estabilidade do processo mesmo para valores diferentes de 0,3, dependendo do caso em estudo. Na Figura 5.5 nota-se que a relação AI/AP no efluente dos filtros estiveram na faixa entre 0,3 a 0,6 e assegurou um bom tamponamento diante de variações de pH no afluente a ser tratado pelos filtros.

1 FORESTI E. (1994) Fundamentos do Processo de digestão anaeróbia. In: *Anais III Taller y Seminario Latinoamericano: tratamiento anaerobio de aguas residuales*. Montevideo, Uruguay, pp. 97-110.

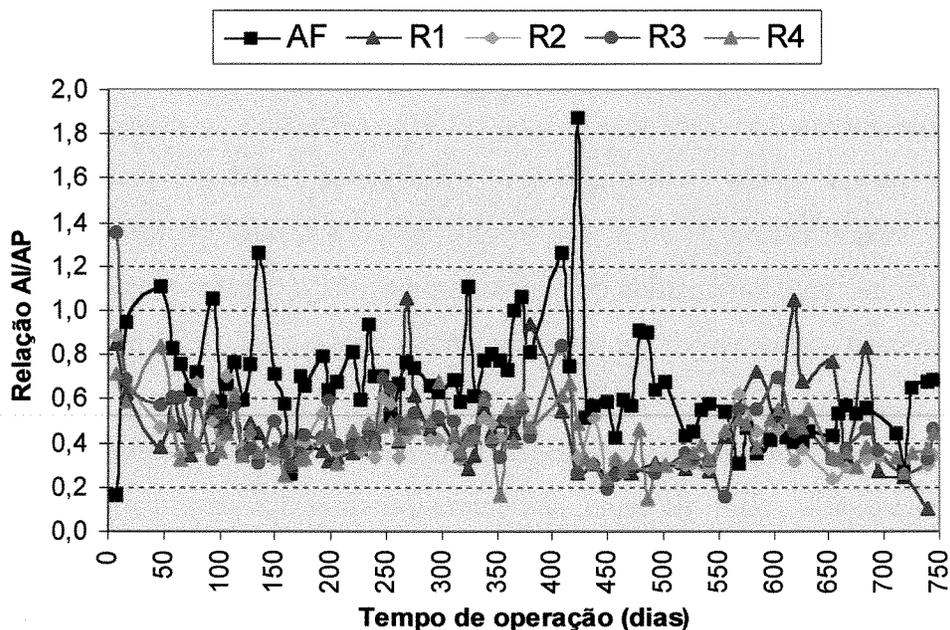


FIGURA 5.5 Valores obtidos da relação Alcalinidade Intermediária (AI) / Alcalinidade Parcial (AP) para o afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

5.1.2 DQO e DBO (Etapa de partida)

Os parâmetros DBO e DQO foram utilizados como indicadores do término da etapa de partida, pelo fato de representarem bem, o aparecimento de um equilíbrio dinâmico no desempenho do processo, além dos valores de alcalinidade total e parcial e TCO como parâmetros auxiliares nesta avaliação. As Tabelas 5.2 e 5.3 apresentam resultados médios de eficiência de remoção de DQO e DBO e seus respectivos desvios padrão, referentes a vários períodos de operação durante a etapa de partida e as Figuras 5.6 a 5.9 representa as curvas construídas a partir do monitoramento dos parâmetros DQO e DBO no afluente e efluente dos filtros também durante a etapa de partida.

Observa-se nas Figuras 5.7 e 5.9 e Tabelas 5.2 e 5.3 , que a remoção tanto da DQO como da DBO, para todos os filtros, inicialmente foi baixa e correspondeu de 30 a 45% da remoção da matéria orgânica do afluente. Para os filtros 1, 2 e 4, nas primeiras semanas houve até uma tendência de declínio para eficiência de DQO. Segundo van HAANDEL & LETTINGA (1994), no caso de partida de reator sem inóculo, a baixa eficiência de remoção de material orgânico durante o período inicial da operação deve ser atribuída à ausência quantitativa e qualitativa das populações para realizar os processos necessários para a transformação do material orgânico do afluente em metano. Para partida de reator com inóculo, a baixa remoção é atribuída a adaptação da biomassa ao afluente e por perda de sólidos por arraste com o efluente.

O término da partida foi considerado quando uma percentagem de remoção ao redor de 60% foi atingida e a partir de então, não ocorreram variações significativas em torno deste valor. Através dos resultados obtidos durante a monitoração, observa-se que os filtros apresentaram comportamentos diferentes durante a etapa de partida para remoção de matéria orgânica em afluente de diferentes concentrações, que é uma característica do esgoto sanitário. Na Tabela 5.2, que apresenta a média dos resultados de remoção de DQO, em intervalos de aproximadamente 2 semanas, observa-se que os filtros 1 e 2 apresentaram até 158 dias de operação uma média de remoção de 50% com desvio padrão acima de 10. Após 159 dias de operação, a média de remoção de DQO atingiu uma faixa de 60% com baixas variações, indicando aparentemente, o início do estado estacionário dos reatores 1 e 2. Para o filtro 4 o início do equilíbrio dinâmico foi aproximadamente após 108 dias, quando a média de remoção de DQO que estava na faixa de 50% ($\pm 20\%$) atingiu valores médios próximo de 60% com baixos desvios padrão. Para o filtro 3 esta etapa teve início a partir de 74 dias, quando a eficiência de remoção de DQO atingiu valores acima de 60% com pequenas variações.

TABELA 5.2 Resultados médios da eficiência de remoção de DQO (%) e seus respectivos desvios durante a monitoração da partida dos filtros e concentração média de DQO no afluente.

Período de operação	FILTRO 1	FILTRO 2	FILTRO 3	FILTRO 4	Conc. DQO no afluente (mg/L)
1 a 16	37,0 (± 8,5)	43,0 (± 7,1)	16,5 (± 23,3)	47,0 (± 39,6)	557,5
17 a 58	43,0 (± 5,7)	37,0 (± 26,9)	43,5 (± 6,4)	43,0 (± 14,1)	450,0
59 a 73	37,0 (± 11,3)	24,5 (± 34,6)	50,0 (± 19,8)	39,5 (± 26,2)	401,5
74 a 93	30,0 (± 12,7)	54,0 (± 11,3)	70,0 (± 7,1)	51,0 (± 7,1)	321,0
94 a 107	36,0 (± 19,8)	43,5 (± 21,9)	62,0 (± 8,5)	52,0 (± 18,4)	382,5
108 a 121	37,0 (± 11,3)	54,0 (± 29,7)	56,0 (± 1,4)	58,5 (± 9,2)	373,5
122 a 135	56,5 (± 4,9)	58,0 (± 15,6)	68,5 (± 12,0)	72,0 (± 1,4)	486,0
136 a 158	49,5 (± 9,2)	52,5 (± 10,6)	60,5 (± 10,6)	63,5 (± 0,71)	430,5
159 a 173	74,0 (± 0)	84,0 (± 0)	84,0 (± 0)	82,0 (± 0)	745,0
174 a 192	70,0 (± 2,8)	54,5 (± 12,0)	56,5 (± 3,5)	66,5 (± 7,8)	583,5
193 a 205	74,5 (± 8,5)	60,5 (± 9,2)	70,5 (± 9,2)	78,5 (± 3,5)	728,5
206 a 226	65,5 (± 2,1)	57,5 (± 10,6)	66,0 (± 2,8)	64,5 (± 2,1)	829,5
227 a 240	65,5 (± 3,5)	68,0 (± 1,4)	64,0 (± 9,9)	67,5 (± 3,5)	948,5

TABELA 5.3 Resultados médios da eficiência de remoção de DBO (%) e seus respectivos desvios durante a monitoração da partida dos filtros e concentração média de DBO no afluente.

Período de operação	FILTRO 1	FILTRO 2	FILTRO 3	FILTRO 4	Conc. DBO no afluente (mg/L)
1 a 16	28,5 (± 21,9)	33,0 (± 25,5)	19,0 (± 26,9)	41,0 (± 36,8)	269,0
17 a 58	45,0 (± 17,0)	56,0 (± 9,9)	46,0 (± 4,2)	50,0 (± 11,3)	223,5
59 a 73	47,5 (± 26,2)	57,5 (± 10,6)	63,0 (± 18,4)	54,5 (± 31,8)	195,0
74 a 93	57,5 (± 23,3)	54,5 (± 14,8)	57,0 (± 21,2)	69,0 (± 15,6)	138,5
94 a 114	36,5 (± 13,4)	48,0 (± 2,8)	59,0 (± 5,7)	48,0 (± 4,2)	99,5
115 a 128	67,0 (± 1,4)	71,5 (± 12,0)	77,0 (± 11,3)	74,5 (± 9,2)	248,5
129 a 149	50,5 (± 14,8)	58,0 (± 4,2)	65,0 (± 12,7)	59,5 (± 10,6)	308,5
150 a 163	70,5 (± 17,7)	69,0 (± 22,6)	73,0 (± 19,8)	70,5 (± 17,7)	186,0
164 a 177	71,0 (± 7,1)	71,0 (± 17,0)	82,5 (± 4,9)	82,0 (± 0)	289,5
178 a 198	69,5 (± 6,4)	48,5 (± 7,8)	60,5 (± 2,1)	62,0 (± 18,4)	249,5
199 a 220	68,5 (± 17,7)	68,5 (± 6,4)	74,0 (± 1,4)	77,0 (± 9,9)	556,0
221 a 233	68,0 (± 4,2)	68,0 (± 1,4)	70,0 (± 2,8)	63,0 (± 4,2)	299,5
234 a 247	67,0 (± 9,9)	66,5 (± 9,2)	66,0 (± 5,7)	66,0 (± 5,7)	233,0

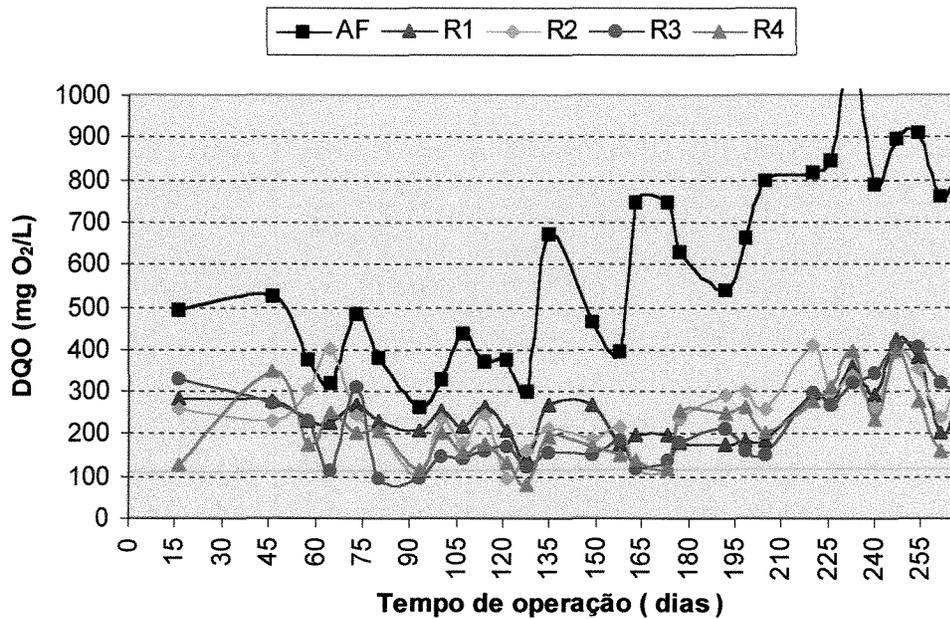


Figura 5.6 Resultados da concentração de DQO no afluente e efluente dos filtros na etapa de partida

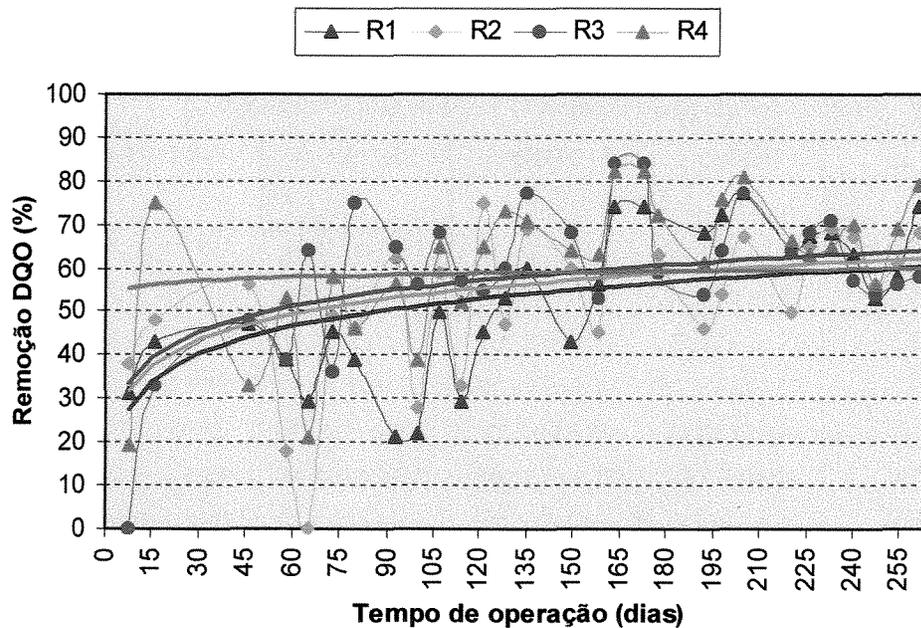


Figura 5.7 Resultados da eficiência de remoção de DQO no afluente e efluente dos filtros na etapa de partida

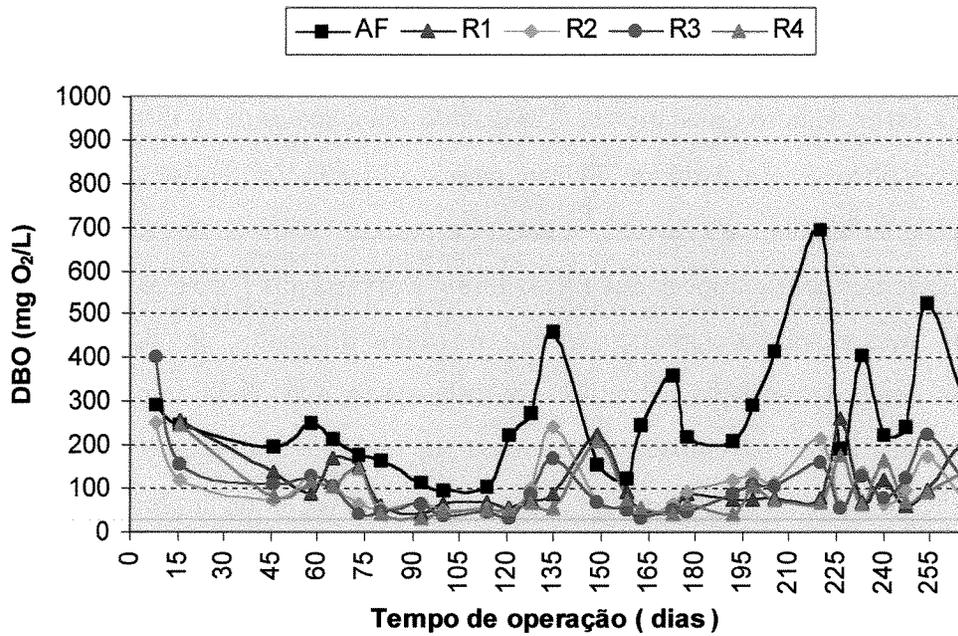


Figura 5.8 Resultados da concentração de DBO no afluente e efluente dos filtros na etapa de partida

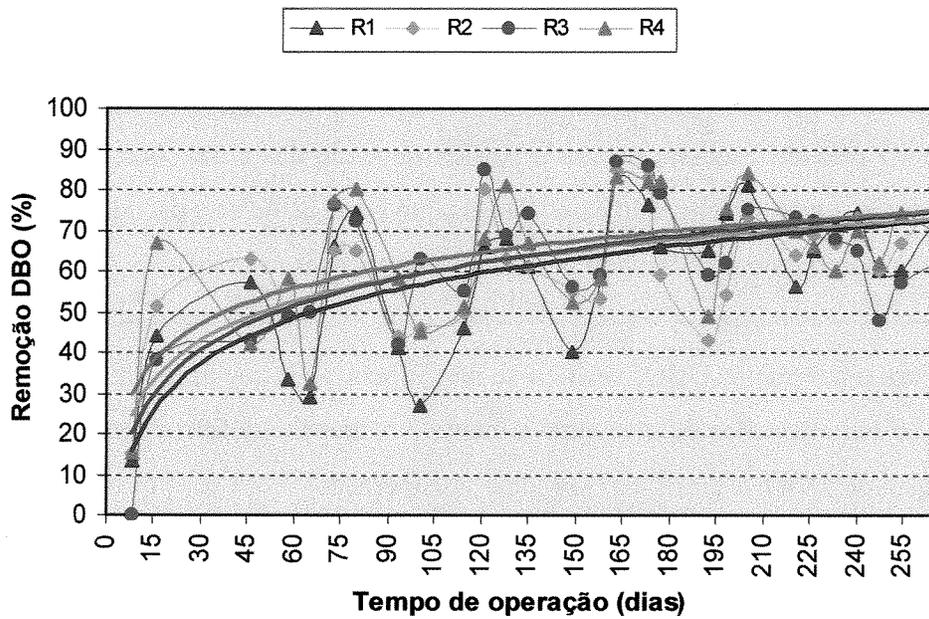


Figura 5.9 Resultados da eficiência de remoção de DBO no afluente e efluente dos filtros na etapa de partida

Portanto, considerando o parâmetro DQO para análise do término da partida, pode-se considerar que os reatores apresentaram estabilidade, com eficiência de remoção ao redor de 60% (± 10), a partir de aproximadamente 159 dias de operação para os filtros 1 e 2, a partir de 108 dias para o filtro 4 e a partir de 74 dias para o filtro 3. Verifica-se que o tempo de operação considerado suficiente para finalizar a etapa de partida variou entre os filtros, sem indicativo de que as diferentes configurações dos filtros foram responsáveis por essa variação. É provável que os filtros apresentaram a etapa de partida em tempos diferentes, devido a dificuldade de manter estável o tempo de detenção hidráulico em cada reator, após cada regulagem diária da vazão. A vazão de cada filtro era regulada diariamente por meio de um registro gaveta, que devido a sua configuração, pôde facilitar o entupimento no sistema de alimentação em alguns momentos no decorrer do dia, devido a possíveis partículas suspensas presentes no esgoto doméstico. Esse fato proporcionou um maior tempo de contato entre a biomassa e o substrato e conseqüentemente facilitou a decomposição de uma maior quantidade de matéria orgânica presente no esgoto doméstico pelas bactérias, fazendo com que a eficiência de remoção atingisse maiores valores em tempo menor.

Após fazer uma análise dos resultados obtidos de DQO durante a partida dos filtros, é possível dizer que não existe um tempo teórico para que um reator anaeróbio atinja o equilíbrio dinâmico. O período necessário para a partida depende das condições reais que o sistema está sendo operado, variando em cada caso. No entanto pode acelerar a partida de um reator anaeróbio utilizando lodo de inóculo adaptado ou não ao esgoto a ser tratado.

Para o parâmetro DBO, verifica-se na (Tabela 5.3), que apresenta a média dos resultados de remoção em intervalos de aproximadamente 2 semanas, os filtros apresentaram um equilíbrio de remoção de DBO a partir de 114 dias de operação. Nota-se que até 114 dias, a média de eficiência de remoção estava entre 36,5 a 59,0% com desvios acima de 10%. Após 115 dias de operação, a média de remoção de DBO apresentou um aumento, atingindo uma média entre 67 a 77%, com desvios próximos do valor 10, indicando aparentemente o fim da etapa de partida. Para o filtro 3 esta etapa terminou com aproximadamente 94 dias de operação. Observa-se que também em relação ao parâmetro DQO, o filtro 3 apresentou o término da etapa de partida antes que os outros filtros. Esse menor tempo de partida pode ter sido devido a aclimação mais rápida

da biomassa ao esgoto a ser tratado, além das condições citadas anteriormente.

Por outro lado, condições de operações extremas são previstas no início de operação de um sistema anaeróbio, por exemplo sobrecarga orgânica e variações de pH no afluente. Nota-se nas Tabelas 5.2 e 5.3, após o término da etapa de partida dos filtros, que variações de carga orgânica no sistema, provocaram um aumento nos desvios entre os resultados de remoção de matéria orgânica, principalmente no parâmetro DBO, como pode ser observado no período entre 129 a 192 dias. Nesse período, em determinados dias os filtros trataram afluentes mais concentrados (745 mg/L de DQO e 464 mg/L de DBO) e menos concentrados (539 mg/L de DQO e 200mg/L de DBO) e conseqüentemente a variação no desempenho dependeu da concentração do afluente. Esse comportamento é uma característica de um sistema de tratamento anaeróbio, que apresenta melhor remoção para afluentes com maior concentração de matéria orgânica. Esse assunto será melhor analisado no item 5.1.3, onde será estudado o desempenho dos filtros ao longo do tempo de operação. Com 192 dias de operação, os filtros 2 e 4 apresentaram baixa remoção de DBO, ou seja 43% e 49% respectivamente e o filtro 4 apresentou baixa remoção de DQO, 46% (Tabelas 5.2 e 5.3). Esse baixo desempenho, após apresentar aparentemente o término da etapa de partida, foi devido a afluentes pouco concentrados. Esses resultados mostram que os filtros 2 e 4 não apresentaram equilíbrio na estabilidade frente a variações de carga orgânica ocorrido nesse período. No entanto após 192 dias de operação os filtros apresentaram maior estabilidade diante de variações de carga orgânica, como pode ser observado na Figura 5.10.

Ao analisar os parâmetros DQO e DBO para o estudo da etapa de partida dos filtros, é importante verificar também o comportamento dos parâmetros alcalinidade total e intermediária (Figuras 5.2 e 5.3). Através das curvas que representam os resultados obtidos no afluente e efluente dos filtros, nota-se que até, aproximadamente 192 dias de operação, os reatores apresentaram, em seus efluentes, um acréscimo de 40 mg CaCO_3/L em relação ao afluente. Após esse período, a diferença de concentração de alcalinidade entre o efluente dos filtros e o afluente alcançou mais de 100 mg CaCO_3/L , ou seja a concentração de alcalinidade no efluente aumentou de 180 para 250 mg CaCO_3/L em todos os filtros e a concentração no afluente permaneceu estável, na faixa de 150 mg CaCO_3/L . Esse acréscimo de alcalinidade foi devido a bicarbonatos,

pois a alcalinidade parcial também aumentou nesse período, indicando o início de um bom processo de tamponamento na faixa de pH ideal para os microrganismos. Esse fato indica que a partir de 192 dias se iniciou a estabilidade do sistema frente a variações de pH.

Portanto, considerando o equilíbrio da remoção de DQO e DBO, que são parâmetros de projeto, a evidência do término da partida foi entre 74 a 159 dias de operação para os respectivos filtros anaeróbios. Por outro lado, se condições de operações extremas são previstas no decorrer da operação durante a etapa de partida, por exemplo choques de carga orgânica e variações de pH, um período de 192 dias (aproximadamente 6 meses) seria o tempo recomendado para que esta etapa de partida finalize com garantia de que o desempenho do sistema mantenha satisfatório até o final de sua operação.

5.1.3 Desempenho em relação aos parâmetros DQO_{total}, DQO_{filtrada} e DBO

Avaliando o desempenho dos FA na remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, por meio das Figuras 5.10 a 5.13, em relação a DQO_{total} e DQO_{filtrada}, e das Figuras 5.14 e 5.15, em relação a DBO, pode-se verificar que, até aproximadamente 570 dias, os FA 1, 2 e 3 apresentaram comportamentos semelhantes para as várias configurações de meio suporte e TDH. Depois que ocorreu o choque ácido, em 567 dias de operação, verifica-se que para os três filtros a eficiência média de remoção de DQO_{total} e DBO, que estava entre 60 a 70%, sofreu diminuição para 20 a 45%, permanecendo nestes valores aproximadamente 64 dias, e depois retornando para 50,0 a 78,5% (Figuras 5.11 e 5.15). Nas mesmas circunstâncias, o desempenho dos reatores em relação a remoção de DQO_{filtrada}, foi o mais atingido (Figura 5.13), onde a eficiência foi praticamente nula, diminuindo a capacidade de recuperação (Tabela 5.5 e Figura 5.11). Esse fato pode ser confirmado na Figura 5.17, que após o choque ácido, a relação $DQO_{filtrada}/DQO_{total}$ no efluente dos filtros aumentou, indicando uma maior parcela na forma dissolvida. É provável que o choque ácido afetou principalmente a população bacteriana que utiliza a matéria orgânica dissolvida, as quais são mais sensíveis a mudanças bruscas de pH, em relação as bactérias que degradam matéria orgânica suspensa e/ou particulada. Pode-se dizer também que a fração filtrada

da DQO expressa a fração da matéria orgânica presente, cuja remoção é predominantemente sob ação biológica (BARBOSA e SANTANA, 1989), e devido a esse fato, apresentou maior queda no seu desempenho.

As análises de DQO filtrada no afluente e efluente dos filtros foram realizadas a partir de 330 dias de operação dos filtros. Ao observar a eficiência de remoção de matéria orgânica pelos filtros no período entre 330 a 561 dias de operação, antes do choque ácido, verifica-se o bom desempenho desse sistema em relação a retenção de matéria dissolvida (Figura 5.13), por meio dos resultados médios de remoção de DQO filtrada (63 a 76%) nos efluentes dos filtros, pela ação dos microrganismos do biofilme e também pelo lodo retido nos interstícios. Nesse período os valores de remoção para DQO filtrada apresentaram-se nos mesmos valores obtidos para DQO total (Figura 5.11).

Estudando o comportamento dos filtros de forma isolada nos períodos entre 563 a 626 dias, que correspondeu ao declínio no desempenho dos filtros devido ao choque ácido, e no período de recuperação (após 626 dias), verifica-se nas Tabela 5.5 e Figura 5.13, em relação a DQO filtrada, que o filtro 2 foi menos afetado, com melhor e mais rápida recuperação em relação aos outros filtros. É provável que essa situação tenha acontecido porque o TDH no filtro 2 foi aumentado de 7 para 9 horas após o choque, e conseqüentemente provocou uma diminuição no carregamento orgânico do sistema e favorecendo uma recuperação mais rápida da biomassa. Todos os três filtros apresentaram recuperação na eficiência de remoção de DQO total e DBO (Tabela 5.4), de tal maneira que os valores encontrados depois do choque ácido foi maior que antes, comprovando que o meio estava com um bom sistema tampão, o suficiente para manter o pH na faixa neutra e manter o equilíbrio das diferentes espécies de bactérias de decomposição. Outras condições que favoreceram também a recuperação do desempenho dos filtros, foi o fato de que a TCO sempre manteve próximo do limite recomendável para tratamento anaeróbico (Figura 5.16), que segundo YOUNG & McCARTY (1969), o limite máximo de TCO era de 3,40 kg DQO/m³.dia.

TABELA 5.4 Valores médios da remoção de DQO_{total}, DBO e TCO obtidos durante a monitoração dos filtros 1, 2 e 3 nos períodos que antecederam ao choque ácido e os períodos posteriores (declínio e recuperação do desempenho).

Período de operação (dias)	Filtro 1 (meio anel de bambu)				Filtro 2 (anel inteiro de bambu)				Filtro 3 (meio anel de bambu)			
	DQO (%)	DBO (%)	TDH (h)	TCO ⁴	DQO (%)	DBO (%)	TDH (h)	TCO ⁴	DQO (%)	DBO (%)	TDH (h)	TCO ⁴
1 a 561 ¹	62,0	66,5	7	2,75	60,0	61,5	9 ⁵ 7 ⁵	1,78 2,27	74,0	67,0	7	2,75
563 a 626 ²	51,5	46,5	7	2,23	44,0	47,0	7 ⁵	2,27	46,5	43,5	7	2,23
627 a 750 ³	66,0	70,0	7	2,77	79,5	84,5	9	2,11	79,5	81,0	7	2,77

1: Período que antecede ao choque ácido; 2 : Período que ocorreu o choque ácido, ou seja com 562 dias de operação, com queda no desempenho; 3: Período que corresponde a recuperação do sistema, após o choque ácido; 4: Unidade em kg DQO/m³.dia; 5: TDH do filtro 2: 9 h (1 a 380 dias de operação), TDH = 7 h (381 a 626 dias) e TDH = 9 h (627 a 745dias)

TABELA 5.5 Valores médios da TCO, concentração e remoção de DQO_{filtrada} no efluente dos filtros obtidos durante a monitoração dos filtros 1, 2 e 3 nos períodos que antecederam ao choque ácido e os períodos posteriores (declínio e recuperação do desempenho).

Período de operação (dias)	Filtro 1 (meio anel de bambu)				Filtro 2 (anel inteiro de bambu)				Filtro 3 (meio anel de bambu)			
	DQO filtrada		TDH (h)	TCO ⁴	DQO filtrada		TDH (h)	TCO ⁴	DQO filtrada		TDH (h)	TCO ⁴
	Conc. mg/L	Rem. (%)			Conc. Mg/L	Rem. (%)			Conc. Mg/L	Rem. (%)		
330 a 561 ¹	67,0	59,6	7	2,75	75,7	66,0	9 ⁵ 7 ⁵	1,78 2,27	63,6	68,7	7	2,75
563 a 626 ²	220,5	4,1	7	2,23	163,1	40,3	7	2,27	200,1	22,2	7	2,23
627 a 750 ³	129,0	48,3	7	2,77	102,8	58,8	9	2,11	115,2	56,5	7	2,77

1: Período que antecede ao choque ácido; 2 : Período que ocorreu o choque ácido, ou seja com 562dias de operação, com queda no desempenho; 3: Período que corresponde a recuperação do sistema após o choque ácido; 4: unidade em kg DQO/m³.dia; 5: o filtro 2 foi operado com TDH de 9 horas até 380 dias de operação, depois diminuído para 7 horas e retornou para 9 horas aos 626 dias de operação.

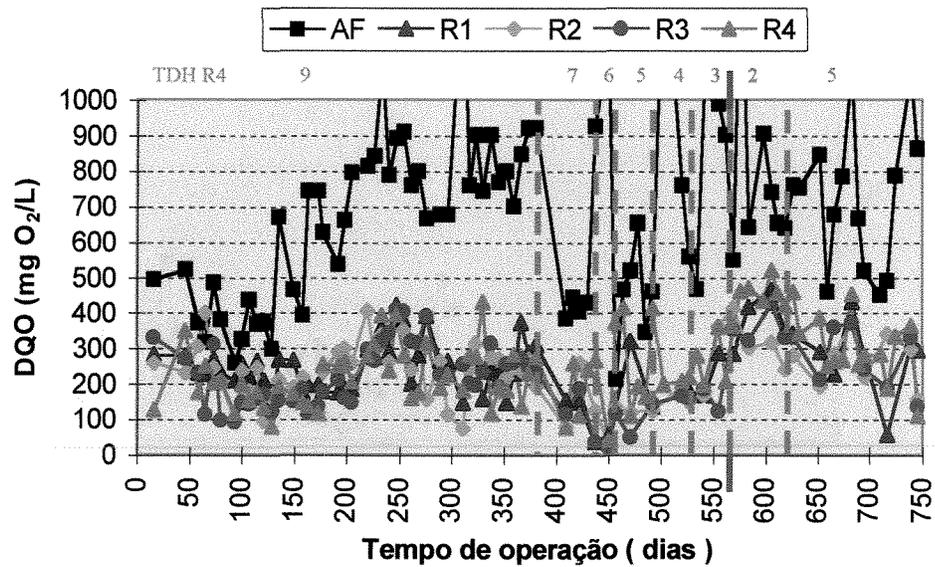


FIGURA 5.10 Resultados de DQO total no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo em diferentes TDH (horas) para os filtro 4 (---), onde em 562 dias ocorreu o choque ácido (—).

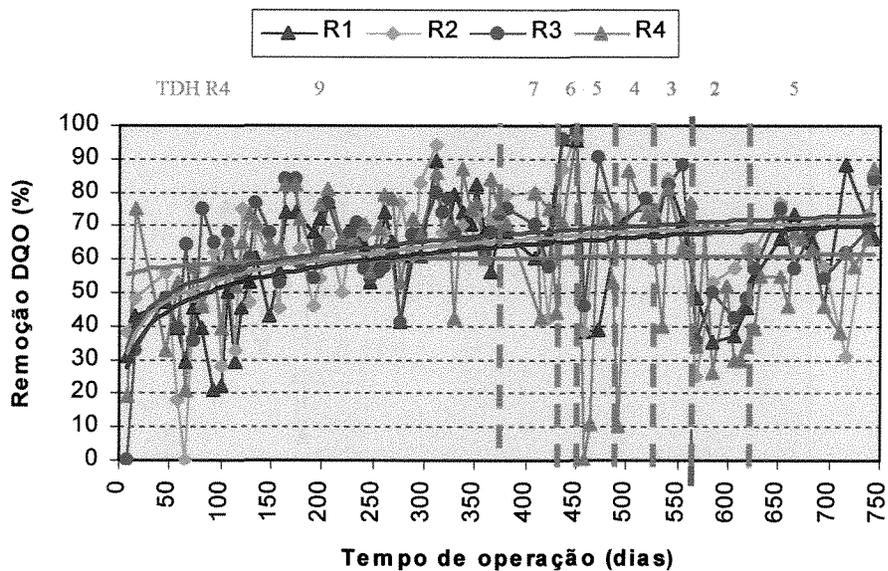


FIGURA 5.11 Resultados de eficiência de remoção de DQO total no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo em diferentes TDH (horas) para os filtro 4 (---), onde em 562 dias ocorreu o choque ácido (—).

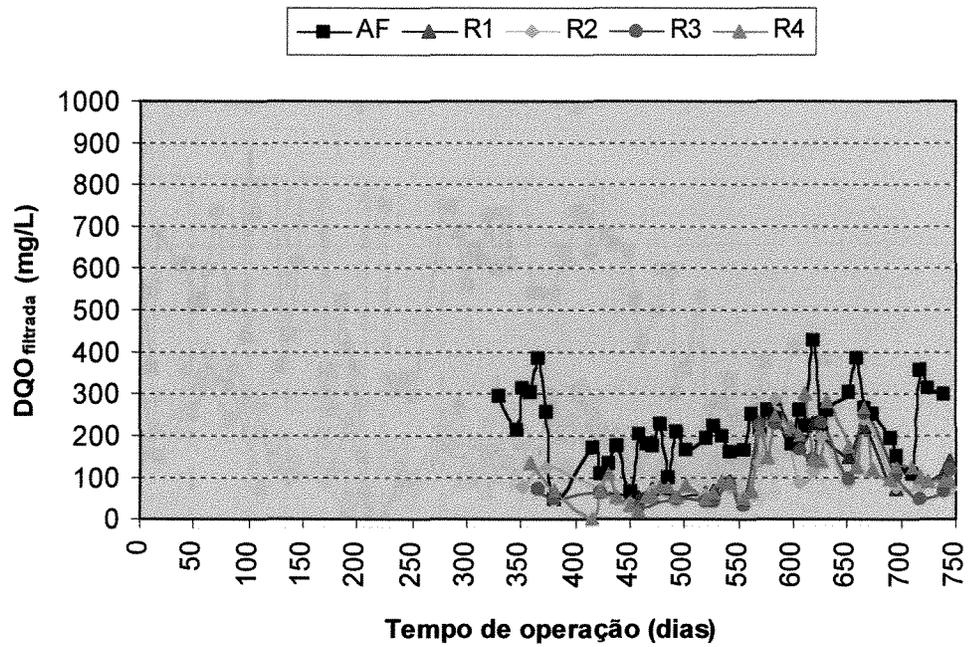


FIGURA 5.12 Resultados de DQO filtrada no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

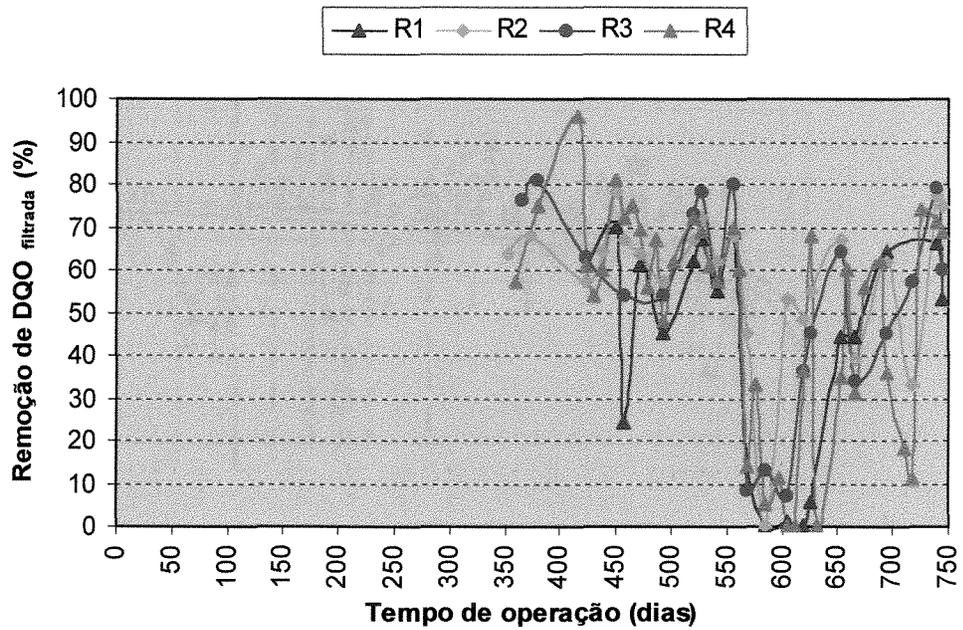


FIGURA 5.13 Resultados de eficiência remoção de DQO filtrada no efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo

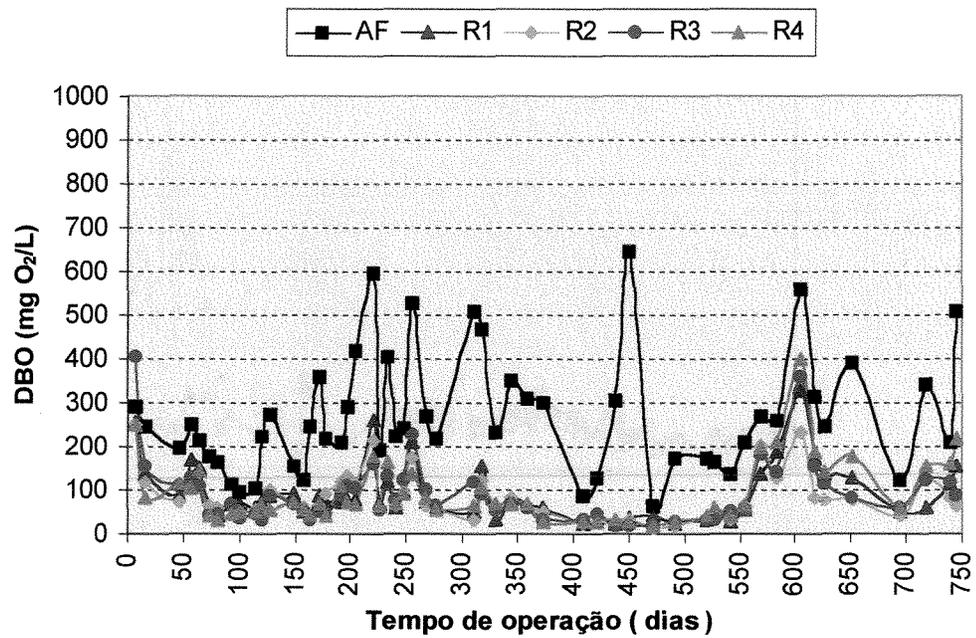


FIGURA 5.14 Resultados de DBO no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

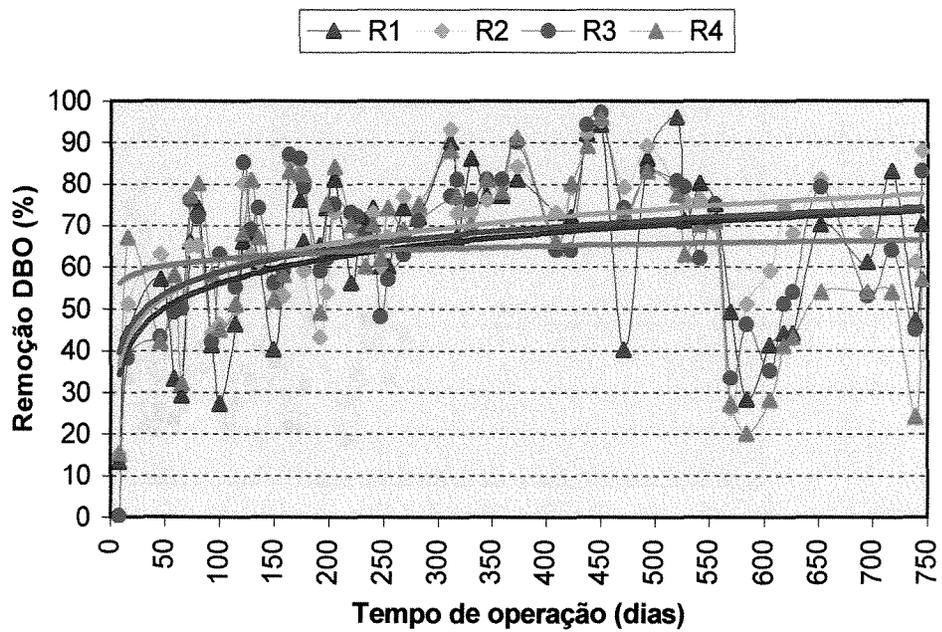


FIGURA 5.15 Eficiência de remoção de DBO no efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

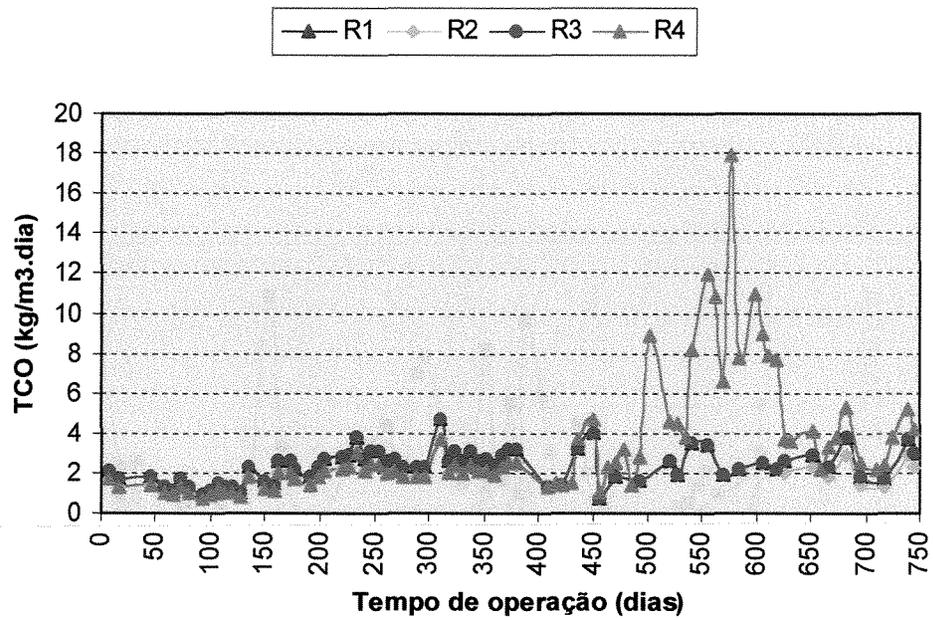


FIGURA 5.16 Taxa de Carregamento orgânico (TCO) nos Filtros anaeróbios ao longo do tempo.

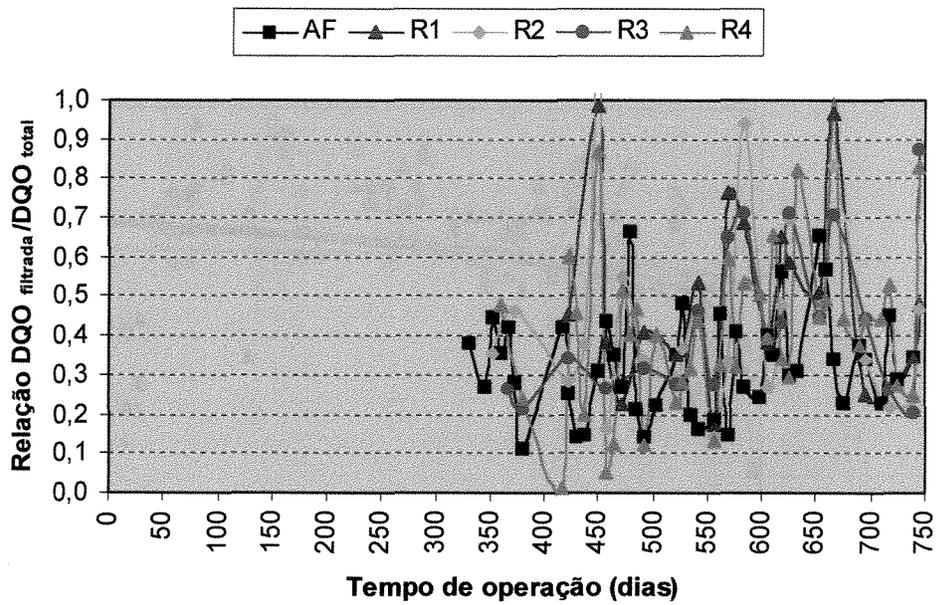


Figura 5.17 Valores da relação $DQO_{filtrada}/DQO_{total}$ obtidos para o afluente e efluentes dos filtros anaeróbios ao longo do tempo

Avaliando o desempenho do filtro 4 a diferentes TDH, observa-se que seu desempenho, sofreu maior influência pela concentração de DQO no afluente (Tabela 5.6) que pelas variações graduais no TDH (Figura 5.19). Esse fato pode ser observado no período de 438 a 450 dias de operação (Tabela 5.6). O filtro 4 estava sendo operado com TDH de 6 horas, tratando afluentes mais concentrados (DQO=1054 mgO₂/L) e obteve melhor eficiência de remoção que os períodos anteriores com TDH maior e afluentes menos concentrados. Esse fato se repetiu no período de 485 a 526 dias.

O desempenho de todos os filtros mostrou-se ser melhor tratando afluentes mais concentrados (Figuras 5.18), inclusive para o filtro 4, que foi operado com diminuições graduais no TDH. Entretanto em situações de choque de pH, TDH ou qualquer outro parâmetro de controle, o desempenho será afetado consideravelmente, mesmo tratando afluentes mais concentrado. Esse fato pode ser observado na Tabela 5.6, no período de 555 a 627 dias de operação, onde o filtro 4 apresentou diminuição na eficiência de remoção de DQO e DBO, mesmo tratando afluente mais concentrado (aproximadamente 835 mgO₂/L). Esse fato é justificado devido ao choque ácido ocorrido com 567 dias de operação, mantendo o filtro 4 desestabilizado por um período aproximado de 64 dias e depois se recuperando para valores de eficiência de remoção um pouco abaixo dos valores anteriores ao choque ácido. É importante comparar a eficiência de recuperação dos filtros, onde as condições não favoráveis de operação do filtro 4, como o TDH muito baixo, não favoreceu a uma satisfatória recuperação do reator, exigindo um maior tempo para retornar ao equilíbrio do sistema (Figuras 5.11 e 5.15).

Nas Figuras 5.19 e 5.20 observa-se que a eficiência de remoção de DQO e DBO no efluente do filtro 4, antes do choque ácido, permaneceu na faixa de 60% para DQO e 70 a 80% para DBO com diminuição gradativa do TDH. Após o choque ácido a eficiência de remoção de DQO diminuiu para 30% e DBO para 20%.

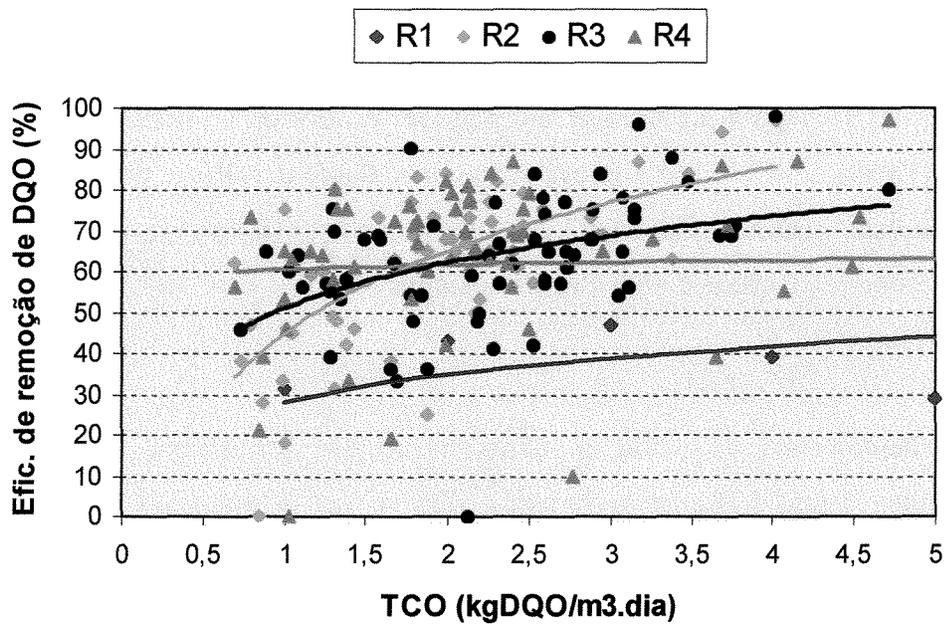


FIGURA 5.18 Eficiência de remoção de DQO_{total} em relação a TCO (kg DQO/m³.dia)

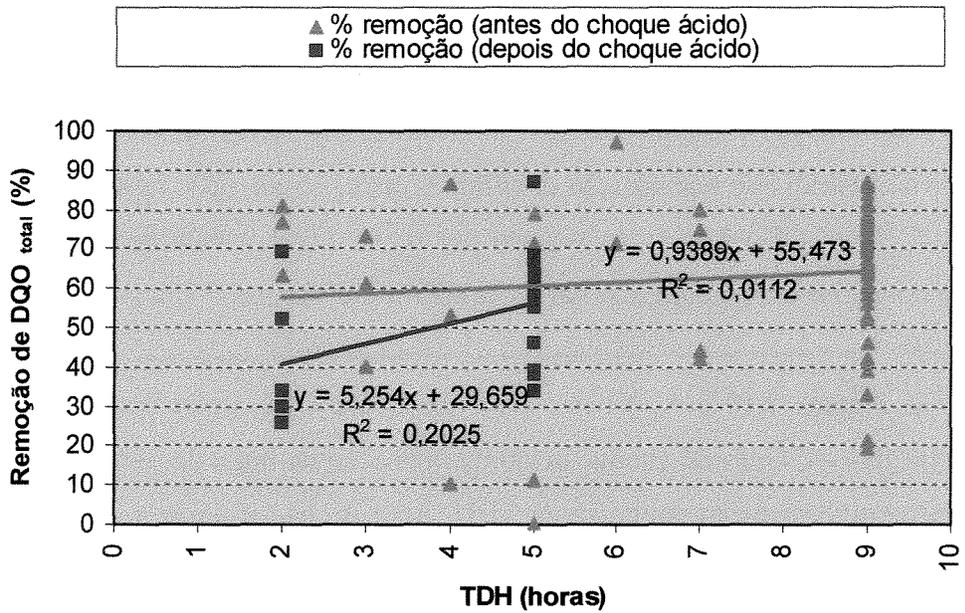


FIGURA 5.19 Eficiência de remoção de DQO_{total} no filtro 4 em diferentes TDH, antes e após o choque ácido

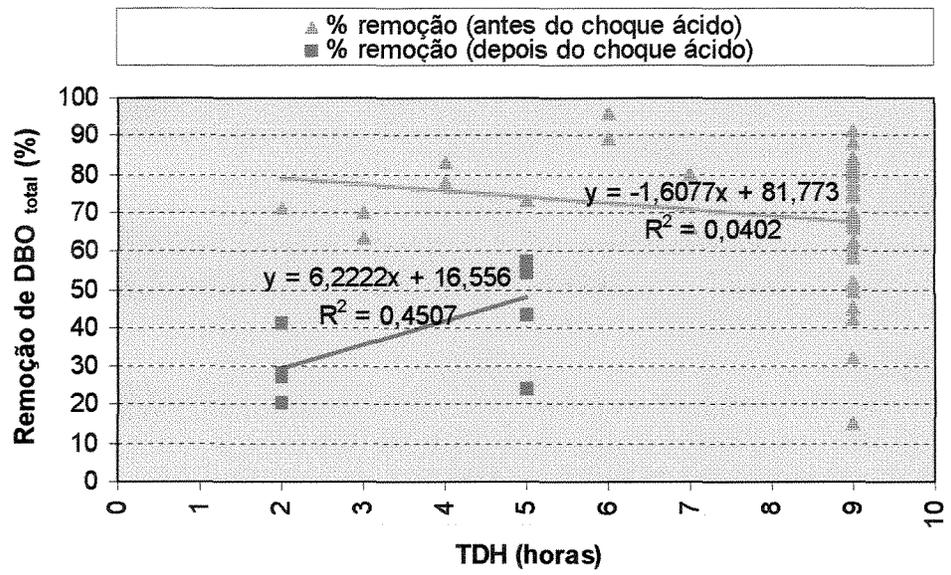


FIGURA 5.20 Eficiência de remoção de DBO no filtro 4 em diferentes TDH, antes e após o choque ácido

TABELA 5.6 Resultados do monitoramento do filtro 4 em diferentes TDH.

Período de operação (dias)	Filtro 4 (anel inteiro de bambu)							
	Resultados médios de eficiência de Remoção (%)		Concentração média no afluente (mg O ₂ /L)		Concentração média no efluente (mg O ₂ /L)		TDH (horas)	TCO (kg/m ³ .dia)
	DQO	DBO	DQO	DBO	DQO	DBO		
1 a 380	64,4	66,8	671,0	275,8	220,0	81,4	9	1,8
381 a 436	60,2	73,0	427,3	107,0	172,0	27,5	7	1,42
437 a 450	84,0	92,5	1054,0	475,5	154,0	31,5	6	4,22
451 a 484	40,2	73,0	463,5	65,0	273,0	17,0	5	2,23
485 a 526	55,6	80,3	759,5	171,0	246,0	34,5	4	5,37
527 a 554	61,0	66,5	682,7	150,0	232,0	50,5	3	5,46
555 a 627 ¹	46,1	38,3	835,1	309,3	415,0	198,3	2	10,06
628 a 745	57,6	48,6	736,8	304,4	290,0	154,0	5	3,54

1 : Em 562 dias de operação do filtro ocorreu o choque ácido.

Observando os resultados de monitoração do filtro 4 sob diferentes TDH, nota-se que a eficiência de remoção de DQO sofria uma diminuição nas primeiras semanas de cada alteração, depois retornava ao desempenho anterior. Para cada diminuição de 1 hora no TDH, era necessário um tempo para adaptação da biomassa, resultando em uma queda no desempenho, como pode ser verificado na Tabela 5.7, que representa os resultados obtidos de concentração de DQO e DBO no afluente e eficiência de remoção de DQO e DBO no efluente durante e após algumas semanas da mudança do TDH. Esse fato foi mais notado nos resultados de DQO, pois o desempenho em relação a DBO sofreu menos variações. DALTRO e POVINELLI

(1989), também encontraram comportamentos semelhantes utilizando filtros com diferentes alturas e TDH (48, 24, 12 e 8 horas). Onde a cada mudança de TDH, os autores observaram imediata variação na remoção de DQO e após algumas semanas o desempenho dos reatores retornava aos valores anteriores.

TABELA 5.7 Concentração de DQO e DBO no afluente e eficiência de remoção de DQO e DBO no efluente tratado pelo filtro 4 nos períodos de mudanças de TDH.

Tempo de operação (dias)		TDH (horas)		Concentração no afluente (mg/L)		Remoção (%) no efluente	
DQO	DBO	DQO	DBO	DQO	DBO	DQO	DBO
380	373	9	9	923	302	70	91
409	409	7	7	385	86	42	66
415	422	7	7	444	128	80	80
450		6		1179		97	
457		5		214		0	
464		5		466		11	
471	520	5	4	520	171	79	78
	527		3		162		63
541	541	3	3	1020	138	81	70
555		2		991		63	
562		2		902		77	

Comparando-se o desempenho do filtro 4 a diferentes TDH, pode-se observar que a queda de eficiência de remoção média de DQO com TDH de 9 horas para 3 horas (não incluindo o período que houve o choque ácido), foi de 1,3% e para DBO foi de 0,3% (Tabela 5.6). Observa-se que a queda de eficiência de remoção de DQO com TDH de 9 horas para 3 horas foi muito menor que a queda de eficiência de remoção de DQO com TDH de 6 para 5 horas. Como foi discutido anteriormente, o desempenho do reator em determinados períodos, foi mais influenciado pela concentração do afluente que pela diminuição gradativa do TDH. Também pode-se observar maior queda no desempenho em relação a DQO. YOUNG & McCARTY (1969), operando um filtro anaeróbio com enchimento de britas com diminuição gradativa do

TDH (36, 18, 9 e 4,5 horas), notaram que a queda de eficiência de remoção de DQO do tempo maior para o menor foi de 55,4% para DQO e 35,2% para DBO. Esse fato comprova que a remoção de matéria orgânica biodegradável, por apresentar maior facilidade de remoção, foi menos afetada que a não biodegradável, diante de diminuições gradativas no TDH.

É importante comparar os resultados obtidos por YOUNG & McCARTY (1969) com o presente trabalho, em relação a queda de remoção nas condições de operação dos reatores com maior e menor TDH. Nota-se que nos dois casos os reatores foram operados em condições distintas e conseqüentemente apresentaram comportamentos diferentes. Os autores obtiveram quedas de eficiência de remoção ao longo do tempo de operação devido as diminuições no TDH, apresentando maior queda no desempenho com TDH menor que 9 horas. Essa situação não foi observada durante a operação dos filtros com enchimento de bambu, pois esses foram operados com diminuições graduais menores no TDH e com tempo menor que 9 horas. YOUNG & McCARTY (1969) operaram um filtro anaeróbio com TDH maiores para tratando de afluentes mais concentrados e constantes (1500 ou 3000 mg/L) e logicamente obtiveram eficiência de remoções maiores que o presente trabalho. Acredita-se que na pesquisa de YOUNG & McCARTY, a biomassa estava adaptada a tratar afluentes mais concentrados em tempos mais longos, apresentando maior sensibilidade pela diminuição do tempo de permanência do substrato no reator. No caso dos filtros com enchimento de bambu, a biomassa, desde a partida, estava adaptada com TDH baixo e afluentes de baixa concentração, fazendo com que diminuições pequenas e gradativas no TDH, não causariam quedas consideráveis no desempenho dos filtros (Figuras 5.19 e 5.20). Portanto acredita-se que a biomassa sofreu maior influência pela concentração de substrato presente no afluente, que de maneira geral o esgoto doméstico apresentou grandes variações de concentração de DQO ao longo da monitoração. Pode-se verificar na Figura 5.11, com 555 dias de operação do filtro 4, a eficiência de remoção de DQO foi de 63 %, com TDH de 2 horas tratando afluente com 991 mg/L de DQO. Para 457 dias de operação, o filtro 4 apresentou eficiência de remoção de 11%, com TDH de 5 horas tratando afluente com 214 mg/L de DQO. Portanto verifica-se que o desempenho de um reator está relacionado com a adaptação dos microrganismos diante da situação que está exposta, lembrando-se que os microrganismos, são responsáveis pela remoção da matéria orgânica presente no afluente a ser tratado e que variações no parâmetro de operação se forem necessários,

devem ser feitos de maneira gradativa, para proporcionar a adaptação da biomassa.

Ainda na Figura 5.11 pode-se notar que o filtro 4 apresentou baixa remoção de DQO (zero e 11%) no período entre 451 a 484 dias. Essa queda no desempenho foi devido a diminuição em grande proporção na concentração de DQO no afluente e no TDH. Verifica-se, durante o acompanhamento do filtro 4, que com 451 dias de operação o afluente apresentou valores de concentração de DQO maior que 1000 mg/L e na semana posterior diminuiu para 214 mgO₂/L. Essa diminuição rápida na concentração de matéria orgânica no afluente, passando de um valor recomendável para um valor desfavorável ao bom desempenho do reator, e mais a diminuição de uma hora no TDH, que foi justamente na mesma semana, provocou uma situação de sensibilidade nos microrganismos e afetando a eficiência dos reatores, reforçando o que foi dito anteriormente. Esse fato se repetiu com 492 dias de operação. Em relação ao parâmetro SST, na Figura 5.23, não foi verificado queda na eficiência de remoção durante o período de baixa concentração no afluente (em torno de 100 mg/L de SST).

Comparando-se as curvas de eficiência de remoção de DQO e DBO no efluente do filtro 4 (Figuras 5.11 e 5.15), nota-se que houve maior estabilidade na curva que representa os valores de eficiência de remoção de DBO ao longo do tempo. A eficiência média de remoção de DBO, antes do choque ácido (562 dias de operação) foi de 75,4% ± 9,8, sem muita influência das condições de operação, como a diminuição do TDH e afluente mais ou menos concentrados.

Na Tabela 5.6 observa-se que no período entre 381 a 554 dias de operação do filtro 4, os valores médios de DBO_{total} no efluente tratado atendeu a Resolução n^o 20 do CONAMA (1986), que estabelece padrão de lançamento de efluentes para DBO_{total} igual a 60 mg/L. No primeiro ano de operação do filtro, os valores médios de DBO no efluente estiveram acima do limite máximo permitido. Nota-se que após o primeiro ano de operação, o filtro 4 produziu efluentes com valores de DBO abaixo de 60 mg/L, inclusive em condições com baixo TDH. Após o choque ácido, a concentração de DBO no efluente atingiu valores médios acima de 150 mg/L. Em relação aos outros filtros, os valores médios de DBO no efluente tratado foi acima de 60mg/L, ou seja 83 mg/L no primeiro ano de operação. No período entre 350 a 550 dias de operação, observa-se baixas concentrações de DBO em todos os filtros, atingindo concentrações

médias no efluente de 25 mg/L. Portanto, segundo os resultados obtidos para o parâmetro DBO, é necessário um pós-tratamento para atender, com segurança, as leis ambientais vigentes.

Nas Figuras 5.11 e 5.15 verifica-se que as curvas de tendência dos pontos que representam a remoção de DQO chega a 70 % de eficiência para os filtros 1, 2 e 3 e 60 % de eficiência para o filtro 4. Para remoção de DBO, as curvas relativas aos filtros 1, 2 e 3 atinge 75% e para o filtro 4 chega a 68%. Esses valores obtidos para eficiência de remoção de DQO e DBO foram nas condições de temperatura ambiente na faixa entre 5 a 35 °C durante toda a monitoração dos filtros (Figura 5.1 - Anexo). A monitoração da temperatura foi realizada por ZANELLA (1999), em sua pesquisa de mestrado.

Resultados semelhantes foram obtidos por COUTO (1993), quando utilizou o bambu como meio suporte e obteve taxas de remoção de DBO e DQO na faixa de 60 a 80%. Segundo PINTO¹ (1995) *apud* CHERNICHARO (1997), os filtros anaeróbios, como unidades isoladas de tratamento de esgotos domésticos, precedidos apenas de disposição de tratamento preliminar, obtém uma eficiência médias de remoção de DBO e DQO variando entre 68 e 79% com TDH de 6 a 8 horas.

A relação DBO/DQO_{total} (Figura 5.21) indica a biodegradabilidade da matéria orgânica presente. Observa-se que a relação média de DBO/DQO_{total} para o afluente dos filtros foi de 0,41, ou seja aproximadamente 41% da matéria orgânica presente no esgoto doméstico a ser tratado pelos filtros estão representados por matéria orgânica biodegradável. Von SPERLING (1996) relata que a relação $DQO_{total} / DBO_{total}$ para esgotos domésticos brutos varia em torno de 1,7 a 2,4, ou seja 42 a 60% da matéria orgânica presente é biodegradável. Nota-se na Figura 5.21, que a relação DBO/DQO_{total} no afluente dos filtros variou bastante ao longo do tempo, atingindo valores de 0,2 a 0,9, ou seja 20 a 90% da matéria orgânica era biodegradável. Como o afluente utilizado no estudo tinha características marcantes de esgoto sanitário, substâncias surfactantes seriam uma possível contribuição para a quantidade de matéria orgânica não biodegradável.

1 PINTO J.D.S. (1995). Tratamento de esgotos domésticos em filtro anaeróbio utilizando escória de alto forno como meio suporte. *Dissertação de mestrado*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFMG. Belo Horizonte

Ao longo do tempo de monitoração, a relação média de DBO/ DQO_{total} no efluente dos filtros esteve entre 0,35 a 0,41, com variações em alguns períodos acompanhando as características do afluente. Não foi observado alteração na relação DBO/ DQO_{total} no efluente dos filtros, após o choque ácido e no efluente do filtro 4 em diferentes TDH.

A relação DQO_{filtrada} / DQO_{total} (Figura 5.17), indica a eficiência de tratamento de um sistema em relação a remoção de sólidos na forma suspensa e dissolvida. A parcela de maior dificuldade de remoção é a matéria orgânica e inorgânica na forma dissolvida . Verifica-se que com 450, 583 e 666 dias de operação, onde ocorreram choques de carga orgânica e pH, a relação DQO_{filtrada}/ DQO_{total} aumentou, indicando a ocorrência de uma maior parcela de matéria orgânica e inorgânica dissolvida no efluente. Esse aumento na relação DQO_{filtrada} / DQO_{total} no efluente para 450 dias de operação foi em consequência da menor presença de sólidos suspensos no efluente, como pode ser observado na Figura 5.22. Para 583 e 666 dias de operação (após o choque ácido), foi devido a menor eficiência de remoção de DQO_{filtrada} e não pela maior eficiência de remoção de SST, pois na Figura 5.23 observa-se que os resultados obtidos de remoção SST não alterou nesses respectivos períodos.

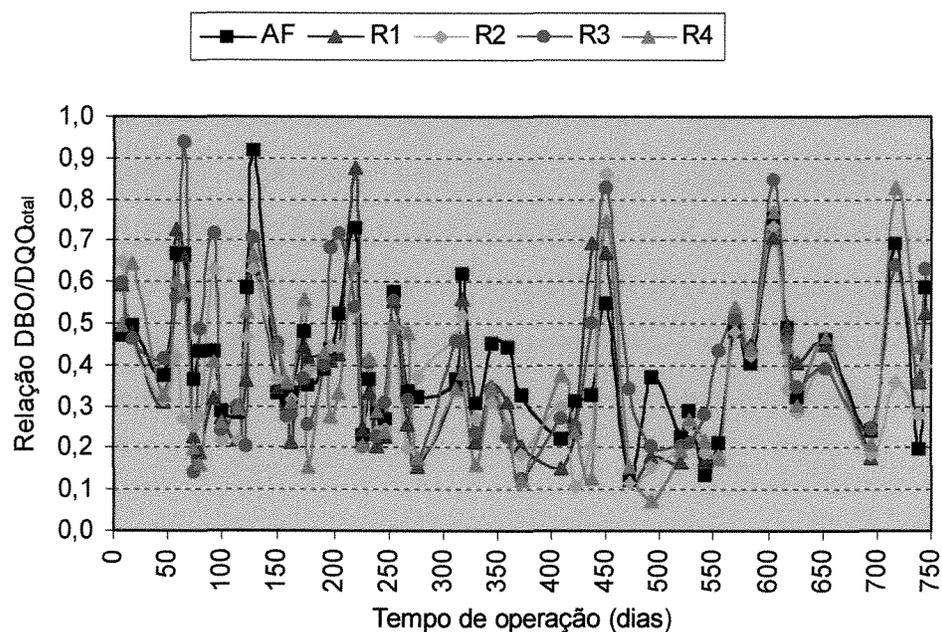


Figura 5.21 Valores da relação DBO/DQO_{total} obtidos para o afluente e efluentes dos filtros anaeróbios ao longo do tempo

Não foi verificada diferença de desempenho para as duas configurações de bambu. A hipótese inicial de que o meio anel estaria aumentando a área superficial para a deposição da biomassa, facilitando a maior formação de biofilme e aumentando a eficiência de remoção da matéria orgânica presente no esgoto, não foi comprovada segundo os resultados. O uso do bambu como meio suporte para filtro anaeróbio não requer certas exigências como a padronização do diâmetro dos gomos de bambu e/ou a utilização apenas de anéis inteiros, desprezando os gomos quebrados durante seu manuseio, antes e após o enchimento do reator. Recomenda-se manter a altura do anel de bambu entre 3,5 a 4,0 cm para se aproximar ao tamanho da brita número 4 e anel de plástico, que segundo COUTO (1993), o desempenho do anel de bambu e brita 4 foram semelhantes.

5.1.4 Sólidos Suspensos

Os filtros também foram avaliados em relação ao desempenho na remoção de sólidos suspensos no afluente. Na Figura 5.22 onde está representada a concentração do afluente e efluentes dos filtros, podem-se observar as variações na concentração de sólidos suspensos totais no afluente e a estabilidade na remoção dos sólidos pelos filtros ao longo do tempo de monitoramento. Na Figura 5.24 verifica-se a queda de eficiência de remoção de SST no filtro 4 após ter ocorrido o choque ácido (com 562 dias de operação), quando a eficiência de remoção que estava na faixa 70 a 80% diminuiu para 50 a 60%. Nota-se na Figuras 5.23, que apenas o filtro 4 apresentou uma perda significativa no seu desempenho. Esse fato é devido as condições desfavoráveis que o filtro 4 estava sendo operado, ou seja com baixo TDH (2 horas). Os filtros 1, 2 e 3 apresentaram uma queda de 10% a 25% na eficiência de remoção de SST após o choque ácido.

É importante verificar que o desempenho do reator, em relação a remoção de SST, não se alterou durante a diminuição do TDH, procedimento este que proporcionou uma adaptação para biomassa diante de novas condições de operação (Figura 5.24 e Tabela 5.8). O choque ácido que ocorreu de forma repentina, desestabilizou o sistema, afetando o filtro 4 com menor TDH. As

conseqüências não foram piores porque o reator apresentava um bom sistema de tamponamento, possibilitando a recuperação da população microbiana. Possivelmente se os filtros fossem monitorados por mais tempo, seria possível observar uma melhor recuperação do sistema.

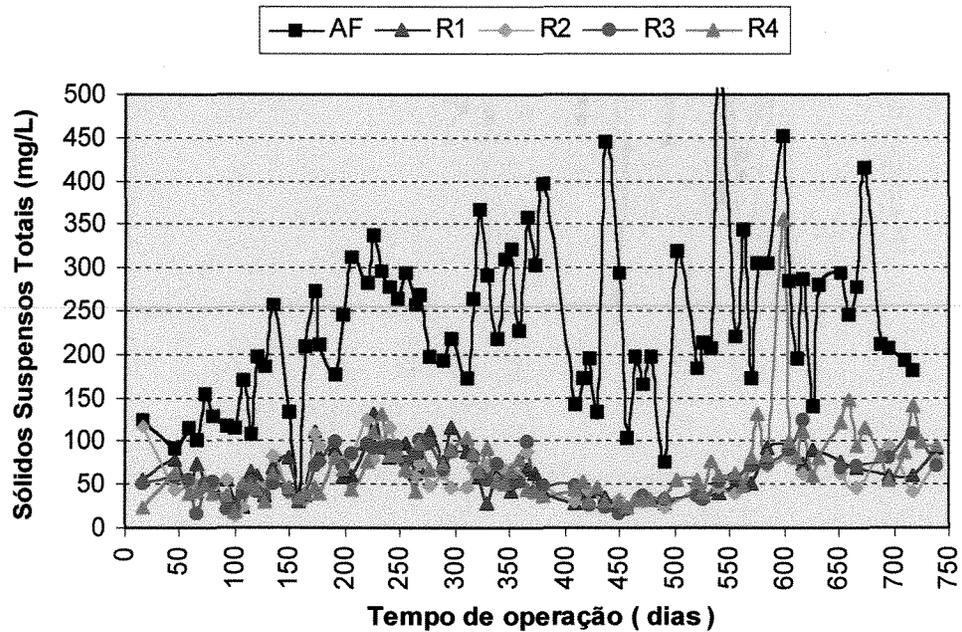


FIGURA 5.22 Resultados de SST no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

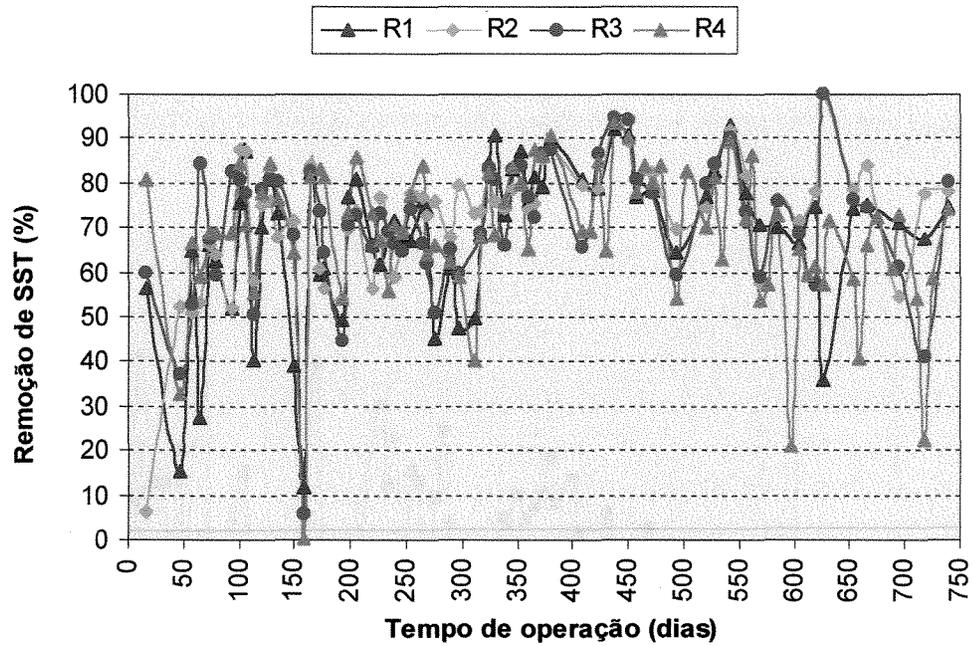
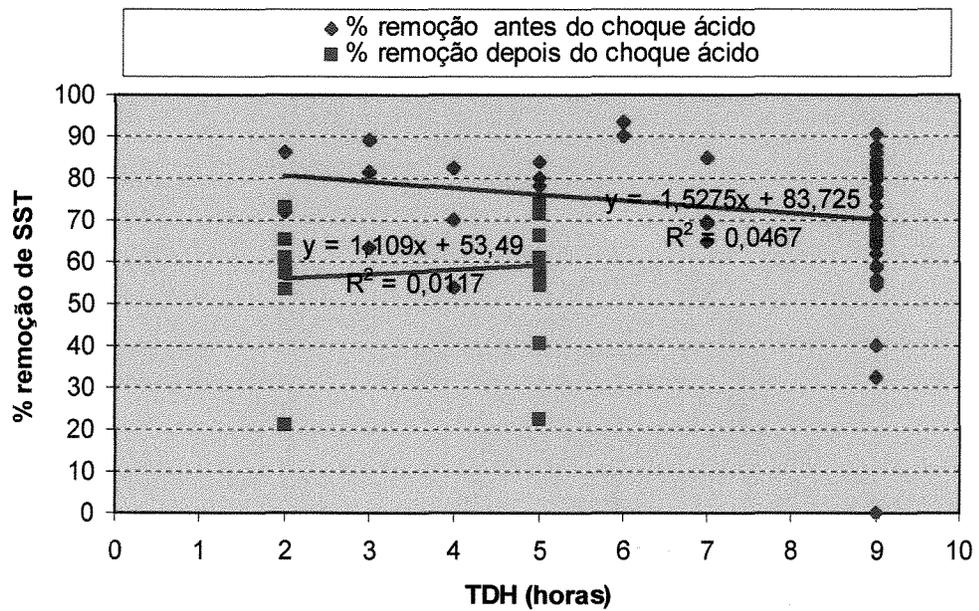


FIGURA 5.23 Eficiência de remoção de SST nos filtros anaeróbios ao longo do tempo.



FIGURAS 5.24 Eficiência de remoção de SST no filtro 4 em diferentes TDH, antes e após o choque ácido.

Aos 158 dias de operação observa-se que os filtros apresentaram baixa remoção de sólidos (Figura 5.23). Ao observar as curvas na Figura 5.22, que representam os resultados de concentração de SST ao longo do tempo, a concentração de SST nos efluentes dos filtros estiveram na faixa de 50 mg/L, com pequenas variações, mas atingindo o máximo de 100mg/L. Aos 158 dias de operação a concentração de SST no afluente dos filtros foi muito baixa, ou seja próximo a 50mg/L, resultando em eficiência quase nula. Através da monitoração dos filtros, observa-se que a remoção de sólidos apresentou valores próximos, mesmo tratando afluentes mais concentrados (550 mg/L) e em situações de operação menos favoráveis (choque ácido e diminuições no TDH para o filtro 4).

Nas Figuras 5.25 e 5.26 observa-se que os SST no afluente e efluente dos filtros estão representados em maior parte por SSV. O comportamento dos SSV e SST foram semelhantes, em todos os períodos de operação do filtro 4 com mudanças gradativas do TDH (Tabela 5.8). O período entre 437 a 450 dias de operação apresentou melhores valores de percentagem de remoção de SST e SSV (90%), pois o afluente estava mais concentrado (444 mg/L).

A diminuição gradativa do TDH não influenciou o desempenho em relação a sólidos suspensos no filtro 4, que manteve na faixa de 70 a 80% no efluente final (Figura 5.24) . Para os quatro filtros, a instabilidade nos resultados de SST e SSV, após o choque ácido, foi em menor grandeza que para DQO e DBO.

Considerando a legislação ambiental vigente no estado de Minas Gerais (COPAM), único Estado que normatiza um efluente com SS inferiores a 60 mg/L, verifica-se na Figura 5.22 que até 350 dias de operação, a concentração de SST na saída dos filtros não atendeu a legislação ambiental em alguns períodos em relação a esse parâmetro, apresentando valores na faixa de 20 a 130 mg/L. Observa-se para o filtro 4, valores de SST no efluente tratado inferiores a 60 mg/L com TDH de 3 horas. No entanto é importante considerar que no período entre 177 a 373 dias de operação, quando a concentração média de SS no afluente dos filtros aumentou de 147 a 268 mg/L, observou-se nos quatro filtros concentração de SS no efluente maior que 60 mg/L (Figura 5.22). Portanto durante o período total de monitoração dos filtros, considerando choque de pH e carga orgânica que possam ocorrer durante a operação, um pós tratamento ou pré tratamento são

necessários para atender integralmente os valores máximos permitidos pela lei ambiental.

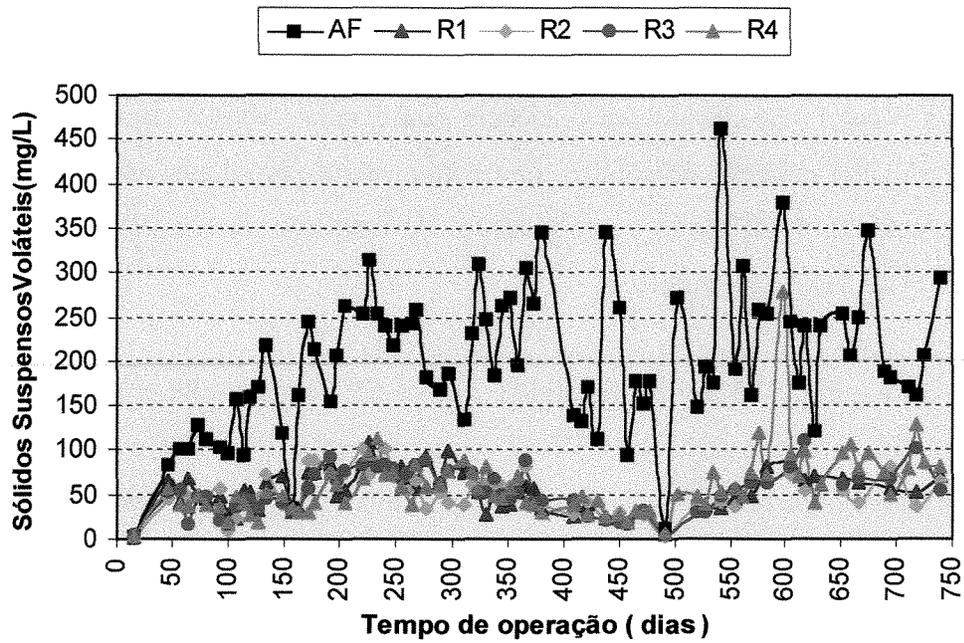


FIGURA 5.25 Concentração de SSV no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

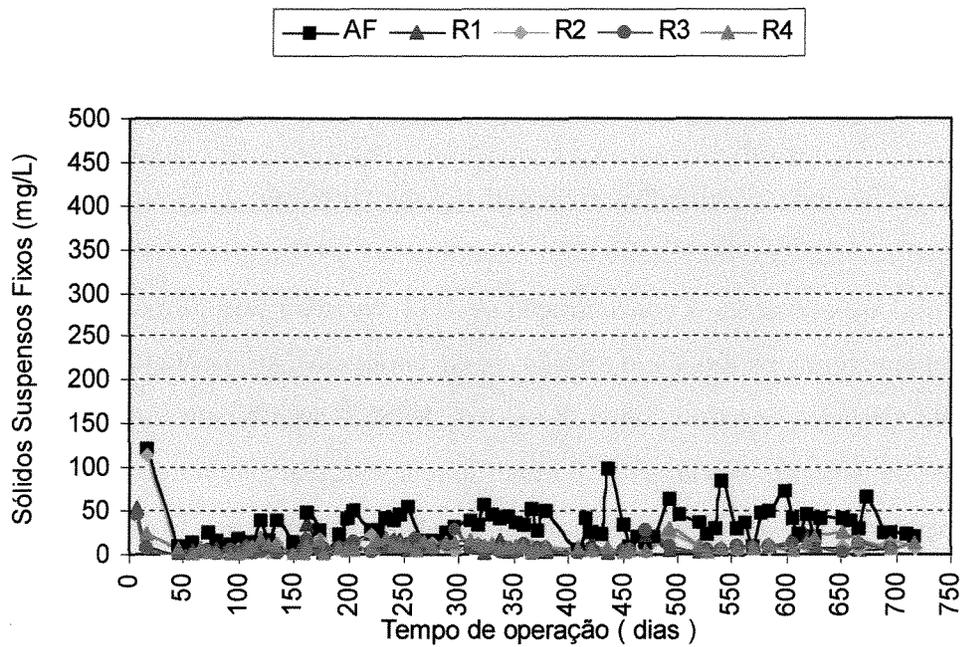


FIGURA 5.26 Concentração de SSF no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

TABELA 5.8 Valores médios e desvio padrão, para a remoção de SST e SSV obtidos durante a monitoração do filtro 4 em diferentes TDH.

Período de operação (dias)	Remoção média de SST (%)	Remoção média de SSV (%)	Concentração média de SST no efluente (mg/L)	Concentração média de SSV no efluente (mg/l)	SSV/SST		TDH (horas)
					Entrada	Saída	
1 a 380	68,6 ±16,4	68,3 ±17,8	59,8	51,6	0,86	0,86	9
381 a 436	72,0 ±8,7	71,0 ±10,1	43,5	38,3	0,86	0,88	7
437 a 450	91,7 ±2,3	91,4 ±2,5	29,5	25,5	0,83	0,87	6
451 a 484	81,4 ±3,0	81,1 ±1,4	30,0	27,5	0,90	0,91	5
485 a 526	68,8 ±14,3	65,2 ±18,4	48,7	34,0	0,60	0,63	4
527 a 554	77,9 ±13,4	75,8 ±15,9	58,3	54,3	0,87	0,93	3
555 a 627 ¹	60,5 ±16,9	61,1 ±16,1	111,0	94,2	0,87	0,87	2
628 a 745	59,2 ± 15,8	60,5 ±15,0	101,5	84,8	0,87	0,84	5

1 : Em 562 dias de operação do filtro ocorreu o choque ácido.

A relação SSV/SST indica o grau de mineralização da fração orgânica suspensa. Observa-se na Tabela 5.8 que a relação permaneceu igual entre o afluente e efluente do filtro nos diferentes períodos de operação. Esse comportamento também foi verificado para os outros filtros, indicando que os reatores produziam uma diminuição na quantidade de sólidos suspensos presentes, sem nenhuma modificação nas suas características.

A eficiência de funcionamento do sistema de alimentação, constituído pela peneira estática e dois reservatórios (Figura 4.6), pode ser mais facilmente observada na Figura 5.27 por

meio da concentração de sólidos sedimentáveis no efluente após tratamento preliminar, antes da peneira (curva EF) e afluente aos FA (AF) e Tabela 5.9 por meio da concentração média de DQO, DBO, SST e sólidos sedimentáveis no afluente a peneira e no afluente aos FA, durante os períodos da etapa de partida e o equilíbrio hidrodinâmico dos filtros. Nota-se uma variação grande na eficiência do sistema de alimentação ao longo do tempo, apresentando valores de eficiência de remoção de DBO, DQO e SST na faixa de 10 a 27% e sólidos sedimentáveis na faixa de 40 a 77%. A baixa eficiência em alguns períodos, foi provavelmente a uma limpeza pouco freqüente nas duas caixas do sistema de alimentação, provocando em diversos momentos um aumento na concentração de DBO, DQO, SST e sólidos sedimentáveis no afluente aos FA. No entanto a concentração de sólidos sedimentáveis no efluente dos filtros mantiveram sempre estáveis e menores que 0,1mL/L, atendendo a legislação (RESOLUÇÃO N^o 20 do CONAMA) que normatiza um efluente com materiais sedimentáveis inferiores a 1mL/L. Esses resultados demonstram que os filtros são eficientes para remoção de sólidos sedimentáveis e que o sistema de alimentação funcionou em alguns períodos como tratamento preliminar e até como tratamento primário.

TABELA 5.9 Resultados médios obtidos de DQO, DBO e SST no afluente a peneira estática e afluente aos filtros nos períodos equivalentes a partida (1 a 190 dias de operação) e equilíbrio dinâmico dos filtros (191 a 745 dias de operação).

Parâmetros	Etapa de partida dos filtros		Equilíbrio dinâmico dos filtros	
	Afluente a peneira	Afluente aos filtros	Afluente a peneira	Afluente aos filtros
DBO (mg/L)	270	198	330	299
DQO (mg/L)	600	461	833	755
SST (mg/L)	215	151	299	259
SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS (mL/L)	4,1	0,95	4,9	3,1

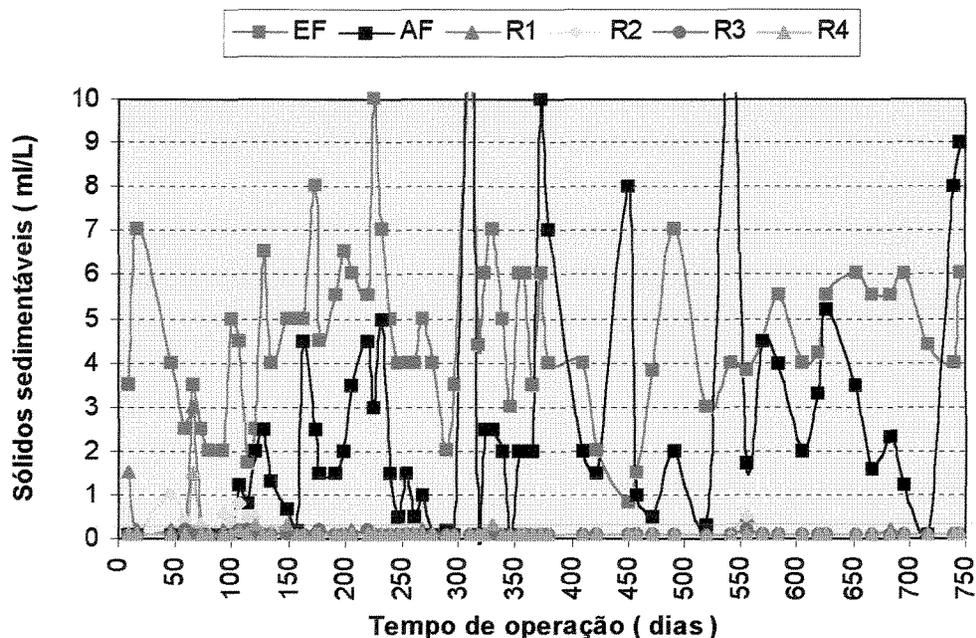


FIGURA 5.27 Sólidos sedimentáveis no afluente e efluente dos filtros dos filtros anaeróbios ao longo do tempo

5.1.5 Nitrogênio Amoniacal, Total Kjeldahl e Fósforo total

Ao analisar a curva que representa o Nitrogênio Amoniacal (Figura 5.29), verificou-se que os filtros transformaram parte do nitrogênio contido em moléculas orgânicas (complexas ou não) em amônia, fato evidenciado pelo aumento de sua concentração ao longo da monitoração dos filtros.

Devido às características do processo anaeróbico, verifica-se uma remoção muito pequena ou nula de Nitrogênio total Kjeldhal (NTK) e fósforo total pelos filtros (Figuras 5.28 e 5.30). Segundo van HAANDEL & LETTINGA (1994), a digestão anaeróbia no reator UASB é um método eficiente para a remoção de material orgânico e de sólidos em suspensão presentes no esgoto, mas tem pouco efeito sobre a concentração dos principais nutrientes presentes no esgoto

(nitrogênio e fósforo).

Estes resultados indicaram que o filtro anaeróbio, como todo processo anaeróbio, não se mostra aplicável para tratamento a nível terciário. O efluente tratado por este tipo de reator necessita de um pós-tratamento para atingir os padrões estabelecidos para lançamentos de efluentes e também impedir que a eutrofização no meio onde será lançado.

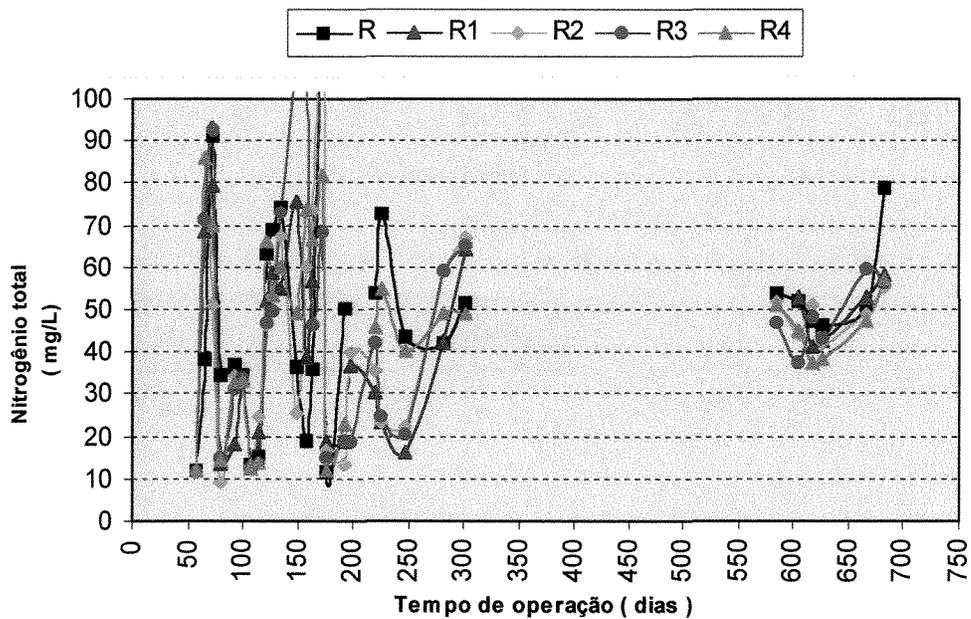


FIGURA 5.28 Nitrogênio total no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

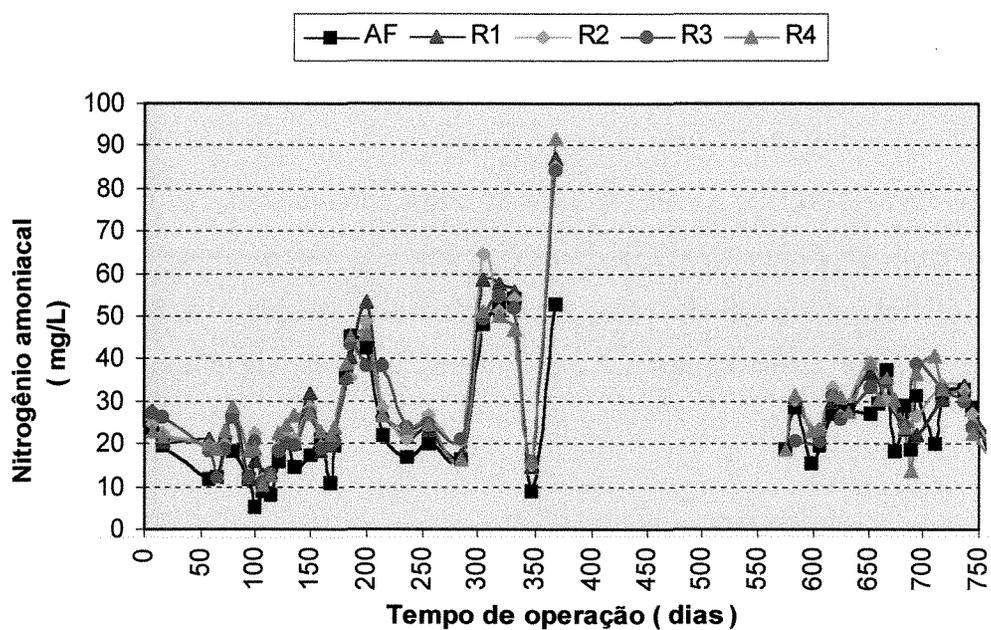


FIGURA 5.29 Nitrogênio amoniaco no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

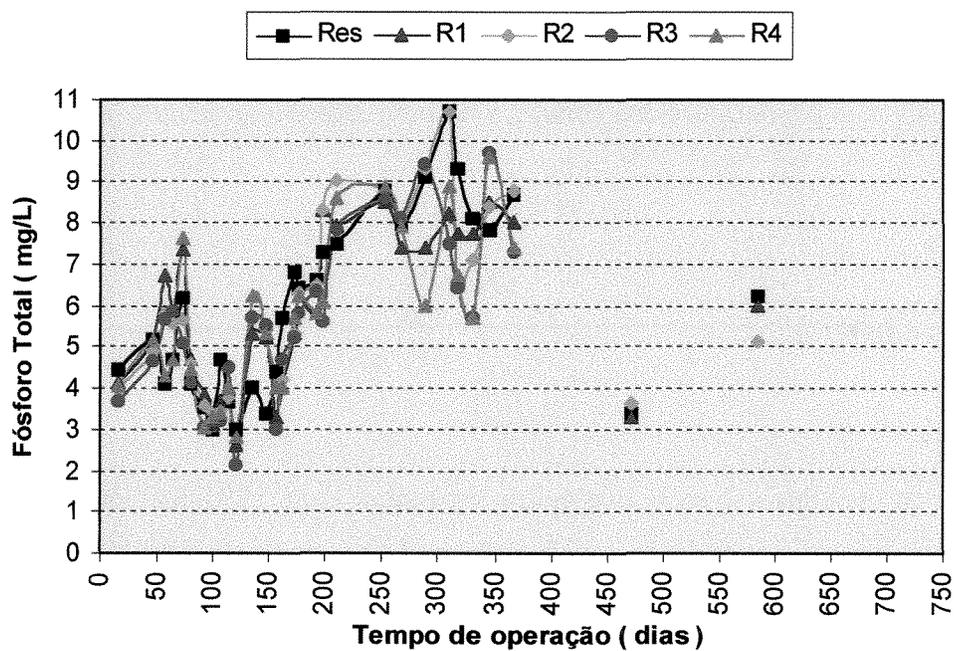


FIGURA 5.30 Fósforo total no afluente e efluente dos filtros anaeróbios ao longo do tempo.

5.2 ESTUDO DA EFICIÊNCIA A DIFERENTES ALTURAS

Após o término da partida, ou seja, quando os filtros apresentaram equilíbrio dinâmico no desempenho do processo (decorridos 261 dias de operação), foram monitorados 8 pontos de amostragem: o afluente a ser tratado pelos filtros, as saídas laterais e o efluente tratado. A amostragem foi feita de forma composta, com coletas de hora em hora, durante 7 horas, quinzenalmente.

Para verificar a potencialidade dos filtros anaeróbios ascendentes com diferentes alturas de meio suporte, foram monitorados diversos parâmetros físico-químicos. Para facilitar a análise dos resultados foram utilizados gráficos e tabelas. O estudo foi realizado para os filtros 4 (suporte de anel inteiro), filtro 2 (suporte de meio anel e TDH = 9 horas) e filtro 3 (suporte de anel inteiro e TDH=7horas).

Para o filtro 4 foram construídos gráficos e tabelas a partir da média dos resultados do acompanhamento dos parâmetros para diferentes tempo de detenção hidráulica. Para os filtros 2 e 3 a partir de resultados pontuais obtidos durante a monitoração em diferentes tempos de operação dos filtros.

5.2.1 DQO_{total} e DQO_{filtrada}

Estudando os filtros 2 e 3, que foram operados com TDH médio de 9 e 7 horas, respectivamente, durante o período de monitoração ao longo da altura dos filtros, observa-se nas Figuras 5.31 a 5.34 e Tabelas 5.10 e 5.11, que as curvas de concentração e remoção de DQO_{filtrada} apresentaram maior estabilidade ao longo da altura do filtro que a curva de DQO_{total}. Esse fato é devido provavelmente as variações ocorridas na concentração de SST no afluente (Figura 5.22), influenciando no comportamento das curvas de DQO_{total} ao longo da altura do filtro. Nota-se que

o comportamento das curvas de DQO_{total} apresentou variações consideráveis para maiores valores de concentração, em algumas saídas laterais dos filtros (Figuras 5.31 e 5.33), influenciando na eficiência de remoção de DQO_{total} nesses períodos (Figuras 5.32 e 5.34). Acredita-se que essas variações foi devido a possibilidade de ter retirado lodo junto com as amostras, influenciando na determinação de DQO_{total} . É interessante observar que apesar das variações das curvas de concentração e eficiência de remoção de matéria orgânica ao longo da altura dos filtros, os valores na saída final dos filtros mantiveram próximos, ou seja concentração média de DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$ próximo de 250 e 100mg/L, respectivamente e eficiência de remoção de DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$ na faixa de 60 a 70%.

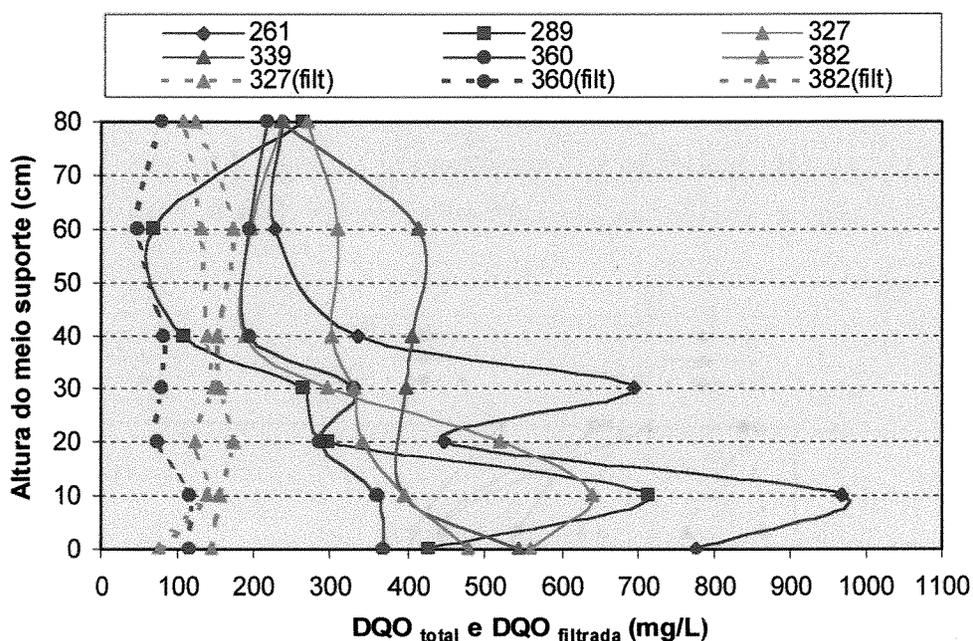


FIGURA 5.31 Concentração de DQO_{total} (linha cheia) e $DQO_{filtrada}$ (linha tracejada) ao longo da altura do filtro 2 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH = 9 horas.

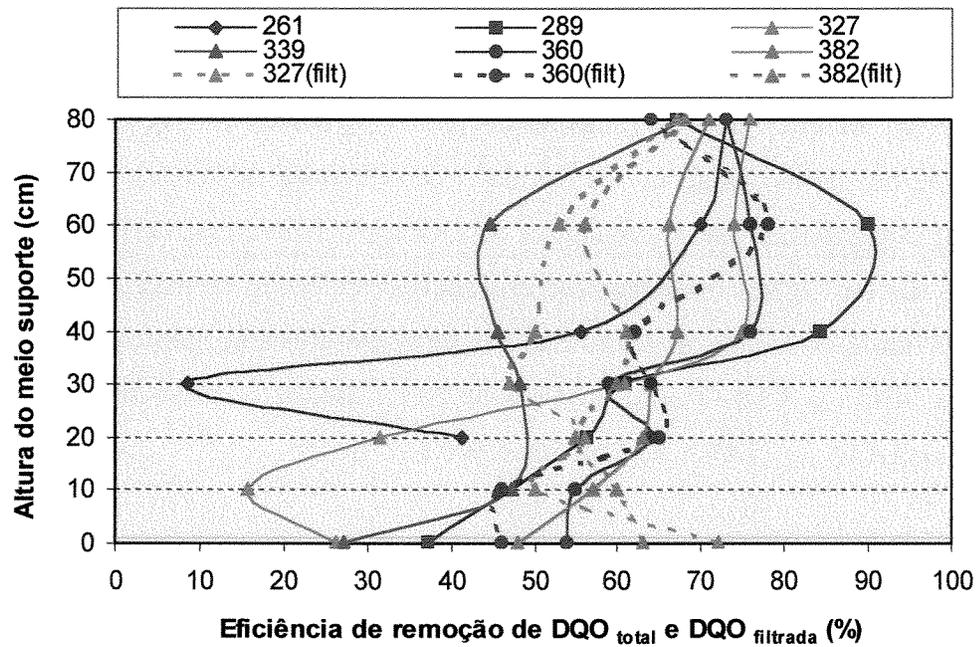


FIGURA 5.32 Eficiência de remoção de DQO_{total} (linha cheia) e DQO_{filtrada} (linha tracejada) ao longo da altura do filtro 2 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH = 9 horas.

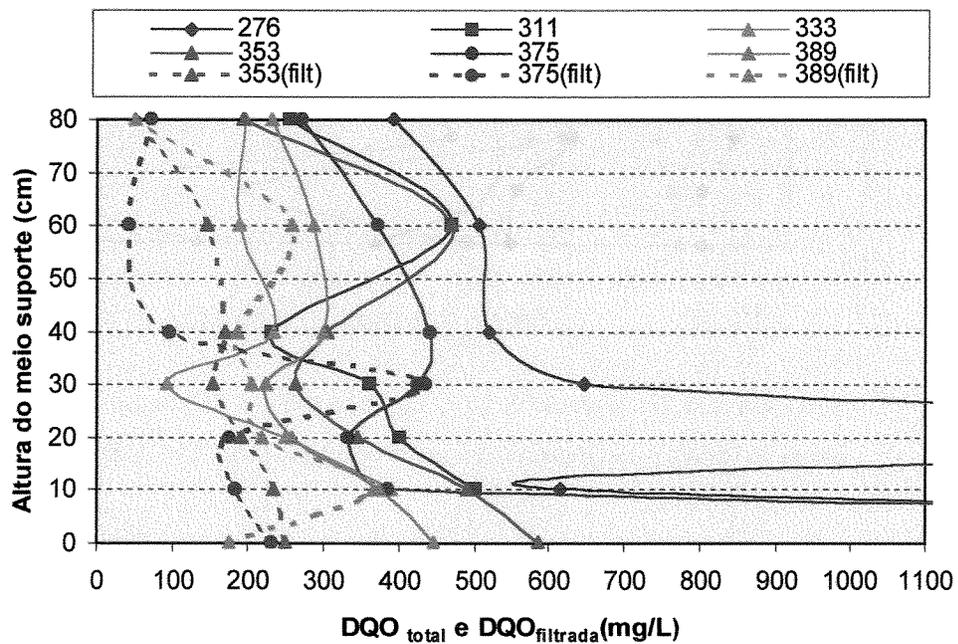


FIGURA 5.33 Concentração de DQO_{total} (linha cheia) e DQO_{filtrada} (linha tracejada) ao longo da altura do filtro 3 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH = 7 horas.

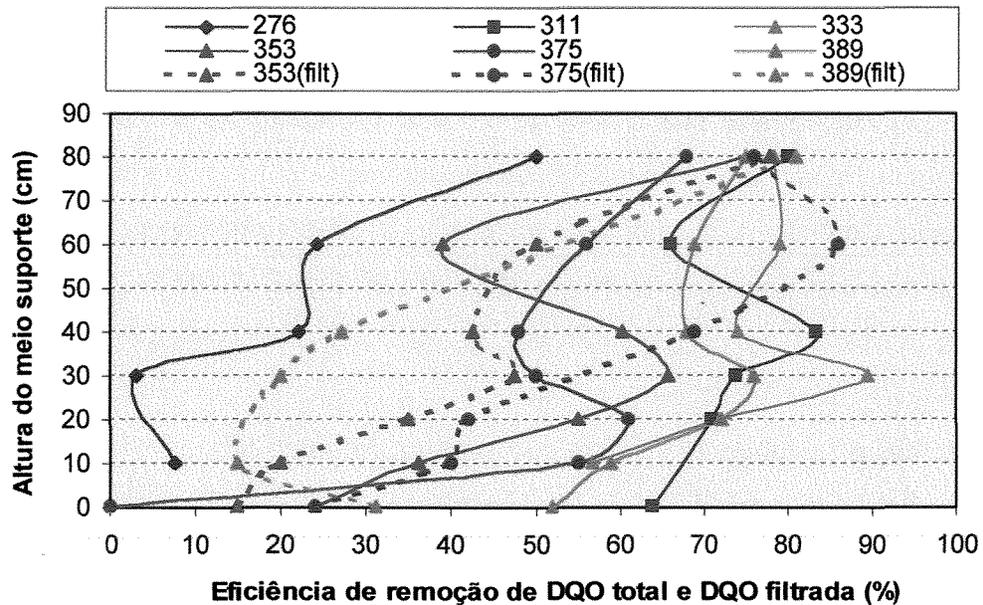


FIGURA 5.34 Eficiência de remoção de DQO_{total} (linha cheia) e DQO_{filtrada} (linha tracejada) ao longo da altura do filtro 3 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH = 7 horas.

As Figuras 5.32 e 5.34 mostra a eficiência de remoção de substrato em função da altura do filtro. Observa-se ao longo da altura dos filtros 2 e 3, um crescimento na remoção de substrato, na forma dissolvida e suspensa e na remoção de SST (Figuras 5.42 e 5.44). Por meio da análise das médias dos resultados obtidos na Tabela 5.10 e 5.11, pode-se dizer que 0,80 m de altura de enchimento foi suficiente para produzir um efluente tratado, com 70% de eficiência de remoção de DQO_{total} e DQO_{filtrada}, para um afluente com média de concentração de DQO de 820 mg/L e TCO de 2,7 kg DQO/m³.dia, no período de 261 a 382 dias de operação. Por meio de experiências já realizadas sobre filtros anaeróbios para tratamento de esgotos domésticos de baixa carga orgânica, a máxima remoção de matéria orgânica se encontra na faixa de 65 a 75%. Quanto a altura do meio suporte, DALTRO e POVINELLI (1989) compararam filtros com alturas de 1,86 e 0,67 m e obtiveram desempenhos semelhantes, demonstrando pouca influência da altura do filtro em relação ao desempenho.

Comparando-se os filtros 2 e 3, com TDH diferentes, é possível observar no filtro 3, maior concentração de DQO e SST na altura 0, que corresponde a altura do fundo falso (Tabelas 5.10 e 5.11). Acredita-se que o fato de ter sido operado com menor TDH e maior vazão, possibilitou um maior arraste de lodo e conseqüentemente aumentou a concentração de DQO_{total} nessa região. Contudo verificando-se a qualidade do efluente tratado pelos filtros 2 e 3, não foi observado diferença considerável entre a concentração e remoção de DQO e SST para TDH de 7 e 9 horas.

Também é importante verificar que na altura do fundo falso, o efluente sempre apresentou alguma remoção (Figuras 5.32 e 5.34 e Tabelas 5.10 e 5.11). Parte do substrato, presente no afluente, foi removido pelos microrganismos na área cônica (aproximadamente 40%), antes de penetrar na região que contém o enchimento. Esses resultados demonstraram que a manta de lodo, formada na parte cônica dos filtros, funcionou como um meio de atividade dos microrganismos. Esse fato comprova as recomendações por DALTRO e POVINELLI (1989), onde os autores aconselharam o uso de filtros com altura suporte mais reduzida e a altura e capacidade da câmara de lodo aumentada.

Observa-se também através dos gráficos, que não houve diferenças significativas no desempenho dos filtros 2 e 3 em relação ao tempo de operação dos mesmos, pois os filtros estavam sendo operados a 260 dias, que é um tempo considerado suficiente para terem atingido o equilíbrio.

TABELA 5.10 Valores médios obtidos nas saídas laterais do filtro 2 para TDH de 9 horas no período entre 261 a 382 dias (concentração média da DQO_{total} no afluente = 812 mgO₂/L, TCO=2.21 kg DQO/m³.dia).

Alturas do meio suporte (cm)	DQO _{total} (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)		SST (mg/L)		pH	Alc.total (mg/L)	Alc.Int. (mg/L)	Ác.voláteis (mg/L)
	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. ¹ (%)				
0	525.7	38.5	111.9	60.3	221.7	19.7	6.7	197.6	145.7	81.2
10	578.6	43.8	136.1	52.0	257.7	27.7	6.8	219.8	143.6	79.1
20	377.5	51.3	123.9	58.7	154.2	41.0	6.9	237.7	159.6	72.6
30	386.1	50.3	126.3	57.0	190.2	37.5	6.9	234.8	160.2	81.1
40	255.9	67.3	123.6	57.7	99.0	62.5	6.9	227.0	158.0	71.1
60	235.5	70.1	116.9	62.3	73.7	71.5	7.0	231.5	157.4	78.5
80	244.5	71.3	103.3	66.3	62.0	76.5	7.0	247.9	171.9	59.9

1: O cálculo de eficiência de remoção de SST, DQO_{total} e DQO_{filtrada} foram feitos a partir da saída do segundo reservatório do sistema de alimentação

TABELA 5.11 Resultados médios obtidos nas saídas laterais do filtro 3 para TDH de 7 horas no período de 276 a 389 dias, (concentração média de DQO_{total} no afluente = 834 mg/L, TCO=2.85 kgDQO/m³.dia)

Alturas do meio suporte (cm)	DQO _{total} (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)		SST (mg/L)		pH	Alc.total (mg/L)	Alc.Int. (mg/L)	Ác.voláteis (mg/L)
	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. ¹ (%)				
0	2968.2	23.3	218.7	23.3	3975.0	10.7	6.7	296.3	127.3	294.7
10	459.6	47.6	261.1	25.0	153.7	40.0	6.7	206.4	130.3	88.2
20	583.3	66.3	194.2	38.5	131.7	32.8	6.7	219.3	139.8	77.9
30	335.0	59.7	229.3	54.3	130.7	51.0	6.7	219.2	138.2	75.8
40	319.1	61.3	238.2	55.8	117.7	53.9	6.7	216.1	138.4	72.9
60	381.4	55.6	148.2	68.0	117.5	53.0	6.7	226.1	149.7	66.9
80	256.3	71.1	60.8	78.3	86.7	63.9	6.7	214.2	146.8	65.7

1: O cálculo de eficiência de remoção de SST foi feito a partir do AF, ou seja, a partir da saída do segundo reservatório do sistema de alimentação

Analisando-se o comportamento do filtro 4 em diferentes alturas (Figuras 5.35 e 5.36), a curva de $DQO_{filtrada}$ apresentou um decaimento menos acentuado ao longo da altura do filtro. Os valores da concentração de $DQO_{filtrada}$ foram aproximadamente metade do valor da DQO_{total} , indicando que o afluente líquido apresentava grande porcentagem da matéria orgânica na forma dissolvida, a qual apresenta uma maior dificuldade de remoção. Verifica-se que a curva de remoção de DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$ apresentaram maior remoção até altura de 40 cm em relação ao fundo falso, e na saída final (efluente tratado) a eficiência de remoção situou-se na faixa de 60 a 80% para $DQO_{filtrada}$ e 40 a 80% para DQO_{total} (Figuras 5.37 e 5.38).

Nas curvas de concentração de DQO_{total} e SST nas saídas intermediárias do filtro 4, nota-se maiores concentrações nas camadas inferiores até 10 cm (Figuras 5.35 e 5.39). Fato não verificado para $DQO_{filtrada}$, (Figura 5.36), ou seja a matéria orgânica dissolvida, que apresentou um comportamento mais linear em toda a altura do filtro. Pode-se dizer, através desses resultados, que os sólidos suspensos, influenciou diretamente na concentração de DQO_{total} na forma suspensa nas regiões inferiores do filtro, resultando em baixa ou nula a eficiência de remoção de DQO nestas alturas do meio suporte (Figura 5.37).

Observa-se nas Tabelas 5.12 a 5.19, que houve um crescimento nos valores médios de eficiência de remoção de DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$ ao longo da altura do meio suporte para diferentes TDH. Não foram verificadas diferenças significativas no desempenho em diferentes alturas do filtro 4 com diminuição do TDH. Uma influência maior no parâmetro de DQO_{total} foi observado, quando o TDH de 4 horas foi diminuído para 3 horas, ocorrendo uma queda na eficiência de remoção ao longo da altura do filtro de 80% para 50% (Tabelas 5.16 e 5.17). Mas, observando todo o período de monitoração do filtro 4 em diferentes TDH, antes de ocorrer o choque ácido (Tabelas 5.12 a 5.17), verifica-se que a maior influência no desempenho do filtro foi devido a concentração de matéria orgânica presente no afluente. Durante os 750 dias de operação, o filtro 4 tratou afluentes em diferentes concentrações (427 a 1064 mgO₂/L). Observa-se que a melhor eficiência de remoção de DQO_{total} em diferentes alturas do filtro 4, se encontra nos períodos tratando afluentes mais concentrados (Tabelas 5.14 e 5.16) com TDH de 6 horas (430 a 450 dias de operação) e 4 horas (485 a 520 dias de operação), reforçando a discussão feita no item 5.1.2. Segundo YOUNG & McCARTY (1969), o filtro anaeróbio apresenta melhor

desempenho para tratamento de efluentes com concentração maiores que 1000 mg/L de DQO. Esse aumento na concentração de DQO_{total} no afluente foi devido a matéria orgânica suspensa, pois a parte dissolvida sempre esteve na faixa de 110 a 400 mgO₂/L (Figura 5.12) e nesse mesmo período foi observado aumento na concentração de SST no afluente (Figura 5.22). O desempenho em relação a DQO_{filtrada} foi mais estável às variações de carga orgânica no afluente. Portanto pode-se dizer que o desempenho de matéria orgânica dissolvida não sofreu influência devido a concentração do afluente, mas sim devido ao choque ácido ocorrido com 562 dias de operação, apresentando uma queda de eficiência de 40%.

TABELA 5.12 Valores médios de DQO, SST, alcalinidade e ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 4 para TDH de 9 horas (concentração média de DQO_{total} no afluente = 671 mgO₂/L).

Alturas do meio suporte (cm)	DQO _{total} (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)		SST (mg/L)		pH	Alc.total (mg/L)	Alc.Int. (mg/L)	Ác.voláteis (mg/L)
	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)				
0	2542	13	192	44	807	0	6.7	183	107	119
10	422	46	175	50	170	49	6.7	164	98	91
20	322	59	153	54	114	66	6.7	181	116	76
30	286	64	155	58	98	71	6.7	184	115	65
40	289	63	124	58	96	71	6.7	167	113	72
60	224	72	134	58	76	77	6.7	169	117	70
80	226	74	125	57	67	80	6.7	181	126	52

TABELA 5.13 Valores médios de DQO, SST, alcalinidade e ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 4 para TDH de 7 horas (concentração média de DQO_{total} no afluente = 427 mgO₂/L).

Alturas do meio suporte (cm)	DQOtotal (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)		SST (mg/L)		pH	Alc.total (mg/L)	Alc.Int. (mg/L)	Ác.voláteis (mg/L)
	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)				
0	3387	0	112	29	2076	0	6,7	87	49	110
10	375	17	66	61	91	41	6,7	68	51	58
20	424	33	51	62	59	62	6,7	68	46	50
30	487	21	40	64	63	59	6,7	71	45	47
40	593	25	33	78	63	59	6,7	70	49	37
60	446	30	40	64	53	66	6,7	76	55	47
80	250	43	56	75	50	67	6,7	81	54	33

TABELA 5.14 Valores médios de DQO, SST, alcalinidade e ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 4 para TDH de 6 horas (concentração média de DQO_{total} no afluente = 1054 mgO₂/L).

Alturas do meio suporte (cm)	DQOtotal (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)		SST (mg/L)		pH	Alc.total (mg/L)	Alc.Int. (mg/L)	Ác.voláteis (mg/L)
	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)				
0	342	39	133	28	149	41	6,9	118	80	70
10	135	69	118	53	105	59	6,9	120	83	59
20	81	87	92	55	69	73	6,9	118	89	43
30	87	85	74	78	70	72	7,0	118	85	44
40	164	60	77	77	62	76	7,0	118	88	44
60	181	59	72	75	52	80	7,1	115	86	44
80	101	75	55	78	43	83	7,1	108	85	43

TABELA 5.15 Valores médios de DQO, SST, alcalinidade e ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 4 para TDH de 5 horas (concentração média de DQO_{total} no afluente = 464 mgO₂/L.

Alturas do meio suporte (cm)	DQOtotal (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)		SST (mg/L)		pH	Alc.total (mg/L)	Alc.Int. (mg/L)	Ác.voláteis (mg/L)
	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)				
0	1522	35	162	25	167	16	6,9	107	72	55
10	458	55	105	35	89	55	6,7	105	68	49
20	505	8,8	87	54	62	69	6,7	103	70	34
30	277	71	66	51	66	67	6,8	105	74	46
40	395	66	65	51	58	71	6,9	106	74	48
60	571	57	54	60	51	74	6,9	106	75	37
80	303	71	64	62	32	84	6,9	105	76	27

TABELA 5.16 Valores médios de DQO, SST, alcalinidade e ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 4 para TDH de 4 horas (concentração média de DQO_{total} no afluente = 897 mgO₂/L.

Alturas do meio suporte (cm)	DQOtotal (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)		SST (mg/L)		pH	Alc.total (mg/L)	Alc.Int. (mg/L)	Ác.voláteis (mg/L)
	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)				
0	2916	0	97	50	1521	0	7,0	154	102	130
10	274	74	93	51	127	50	7,0	134	97	61
20	206	81	72	62	79	69	6,9	139	101	56
30	224	78	74	60	87	65	7,0	134	98	54
40	219	79	52	74	84	67	7,0	133	99	57
60	197	82	76	61	67	73	7,1	133	99	62
80	203	80	64	67	56	78	7,1	129	100	51

TABELA 5.17 Valores médios de DQO, SST, alcalinidade e ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 4 para TDH de 3 horas (concentração média de DQO_{total} no afluente = 683 mgO₂/L).

Alturas do meio suporte (cm)	DQOtotal (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)		SST (mg/L)		pH	Alc.total (mg/L)	Alc.Int. (mg/L)	Ác.voláteis (mg/L)
	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)				
0	1052	0	100	41	3441	0	6,9	188	107	165
10	354	26	71	74	159	25	6,9	142	96	65
20	240	52	131	58	96	54	6,8	143	103	58
30	282	44	149	54	97	54	6,9	142	103	56
40	272	47	163	50	83	61	6,9	146	102	55
60	240	53	123	74	73	66	7,0	131	105	54
80	250	51	75	69	58	72	7,0	135	100	57

TABELA 5.18 Valores médios de DQO, SST, alcalinidade e ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 4 para TDH de 2 horas após o choque ácido (concentração média de DQO_{total} no afluente = 835 mgO₂/L).

Alturas do meio suporte (cm)	DQOtotal (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)		SST (mg/L)		pH		Alc.tot. (mg/L)	Alc.Int. (mg/L)	Ác.vol. (mg/L)
	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Semana Choque ácido	Após choque ácido			
0	4532	26	234	0	3302	0	1,9	7,4	285	126	93
10	863	26	201	11	381	0	1,9	7,5	156	103	42
20	615	36	212	8,0	238	12	1,9	6,9	166	105	41
30	832	33	202	12	516	23	1,9	7,5	178	115	40
40	516	44	191	10	195	28	2,1	7,4	169	112	31
60	395	57	180	21	103	62	2,5	7,3	167	110	27
80	389	57	183	30	64	76	2,6	7,3	165	110	28

TABELA 5.19 Valores médios de DQO, SST, alcalinidade e ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 4 para TDH de 5 horas, após o choque ácido (concentração média de DQO_{total} no afluente = 737 mgO₂/L).

Alturas do meio suporte (cm)	DQO _{total} (mg/L)		DQO filtrada (mg/L)		SST (mg/L)		pH	Alc.total (mg/L)	Alc.Int. (mg/L)	Ác.voláteis (mg/L)
	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)	Conc. (mg/L)	Rem. (%)				
0	13230	0	374	0	7601	0	6,9	339	152	142
10	5691	12	227	0	467	0	7,0	203	128	80
20	889	22	151	27	438	0	7,0	221	139	58
30	439	36	179	24	175	45	6,9	219	142	54
40	419	33	169	23	190	40	7,1	205	134	61
60	362	47	164	30	153	52	7,2	202	135	79
80	266	55	129	30	87	73	7,2	225	164	46

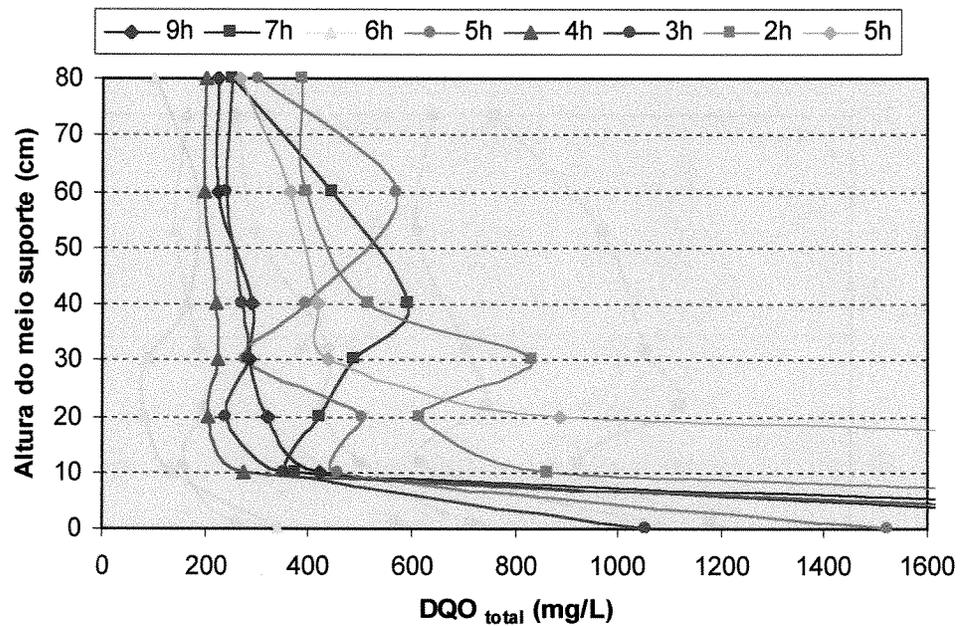


FIGURA 5.35 Valores médios de DQO total ao longo da altura do filtro 4 para diferentes TDH

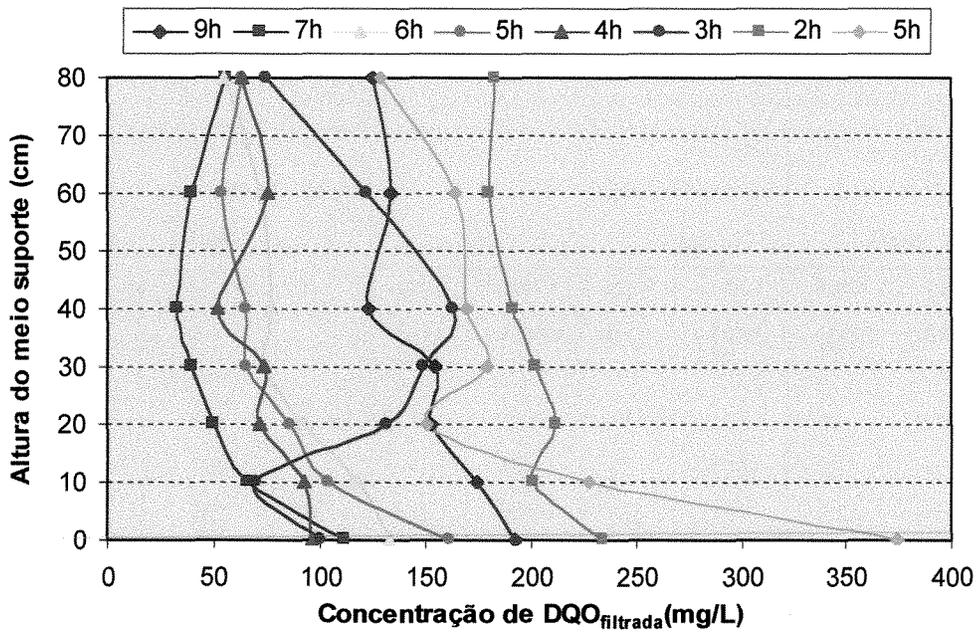


FIGURA 5.36 Valores médios de DQO filtrada ao longo da altura do filtro 4 para diferentes TDH (horas).

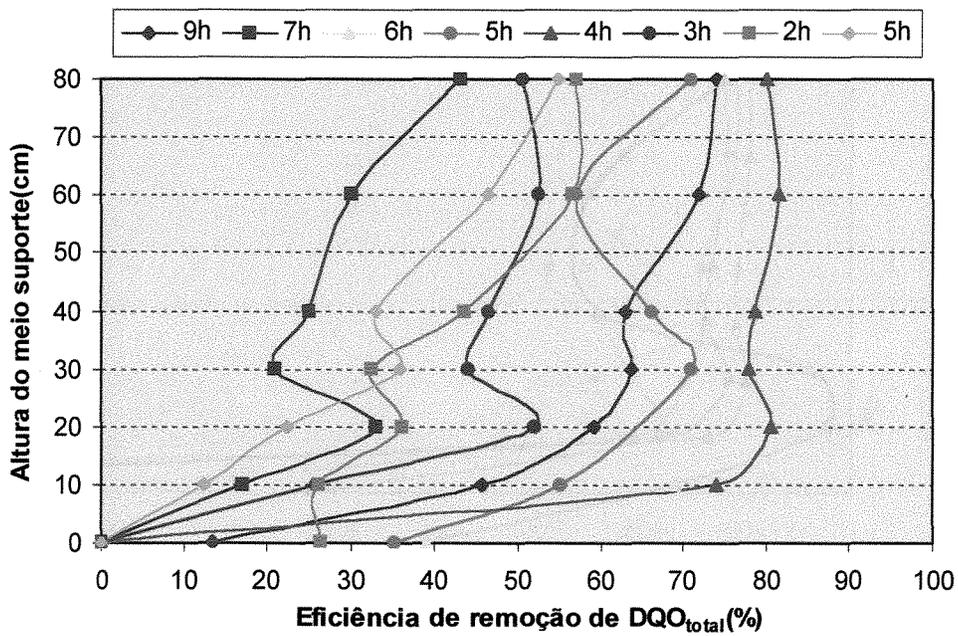


FIGURA 5.37 Valores médios da porcentagem de remoção de DQO total ao longo da altura do filtro 4 para diferentes TDH (horas).

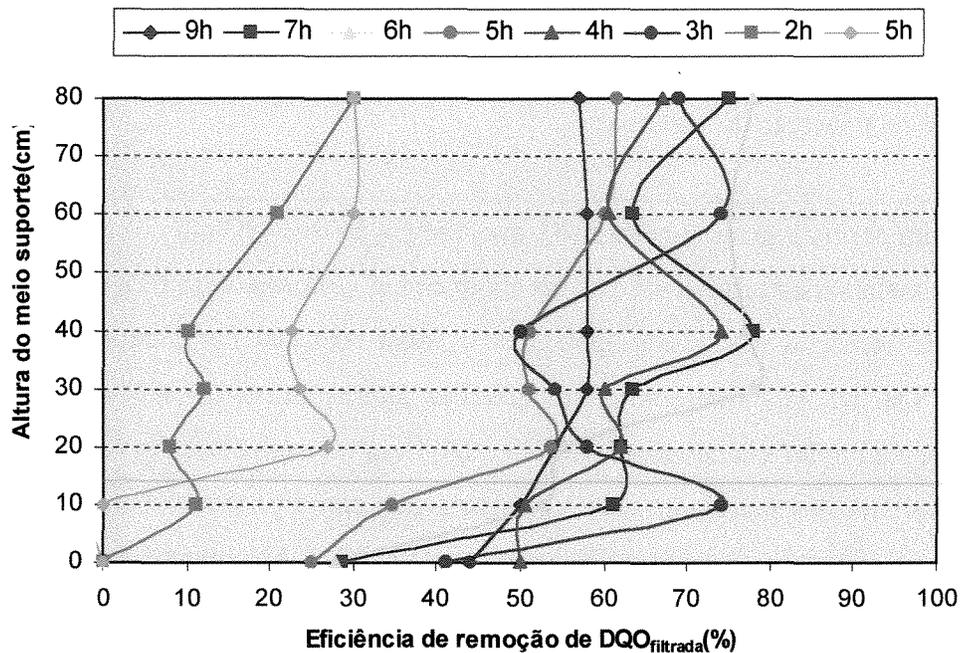


FIGURA 5.38 Valores médios da porcentagem de remoção de DQO filtrada ao longo da altura do filtro 4 para diferentes TDH (horas).

Nas últimas semanas de operação (562 dias), quando o filtro 4 estava sendo operado com TDH=2horas, houve possíveis despejos industriais clandestino na rede de esgotos, o que causou uma drástica diminuição no pH do afluente, verificando-se um pH na saída do segundo reservatório (afluente para os filtros) de 1,9 e o pH nas saídas laterais do filtro 4 diminuíram também para 1,9 (Figura 5.48 e Tabela 5.18), mas recuperando-se na semana seguinte após o choque.

Avaliando o desempenho do filtro 4 em relação a DQO_{total} e DQO_{filtrada} após o choque ácido, verifica-se que houve diminuição na eficiência de remoção em todas as alturas do filtro (Tabelas 5.20 e 5.21). Observa-se que foram diferentes os declínios na eficiência de remoção de DQO_{total} e DQO_{filtrada} com a queda de pH no afluente. O choque ácido afetou de forma imediata e em todas as alturas o desempenho do filtro em relação a remoção de matéria orgânica na forma

dissolvida, não apresentando nenhuma remoção até altura 40 cm, na semana que ocorreu a queda de pH (Tabela 5.21). Após 97 dias de operação com TDH de 5 horas, o efluente tratado pelo filtro apresentou uma remoção de matéria orgânica filtrada na faixa de 60%, que aparentemente era um sinal do início de recuperação do sistema.

No entanto observa-se na Tabelas 5.20, que a remoção de DQO_{total} foi afetada, em quase toda a altura do meio suporte, após 49 dias do choque ácido, ou seja com 611 dias de operação, não apresentando remoção nas alturas inferiores e baixa remoção no efluente tratado (30%). Nota-se que o sistema não apresentou remoção nas alturas inferiores até com 710 dias de operação, pois nessa região a concentração de SS e DQO_{total} estavam altos devido ao carreamento de sólidos para as camadas superiores após o choque ácido, como pode ser observado nas Figuras 5.39 e 5.35 e esse assunto será melhor discutido no item 5.2.2. No entanto apesar de nenhuma remoção nas alturas inferiores do meio suporte, a remoção média de DQO_{total} no efluente tratado esteve na faixa de 50% e o sinal de recuperação do sistema em relação as diferentes alturas foi aproximadamente após 162 dias de operação, ou seja com 724 dias de operação (Tabela 5.20). Sabe-se que a queda drástica no pH afeta diretamente os microrganismos presentes no interior do reator e uma das possíveis explicações para a diferença no tempo de resposta da queda no desempenho do reator para os parâmetros DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$ diante do choque ácido, é o fato de que a remoção de matéria orgânica dissolvida, é predominantemente sob ação biológica (BARBOSA & SANT'ANA, 1989) e a remoção de matéria orgânica na forma suspensa é feita pela ação metabólica dos microrganismos e sedimentação forçada das partículas nos interstícios (CAMPOS, 1999).

TABELA 5.20 Resultados obtidos de porcentagem de remoção de DQO_{total} após o choque ácido (aos 562 dias de operação) no Filtro 4.

Tempo de operação (dias)	TDH (horas)	Alturas do meio suporte (cm)						
		0	10	20	30	40	60	80
562	2	24	48	52	47	73	86	77
576	2	55	57	63	62	66	67	69
598	2	0	0	29	21	35	48	52
611	2	0	0	0	0	0	25	30
632	5	0	0	0	20	18	30	55
659	5	0	0	0	0	0	38	46
674	5	0	0	0	50	52	57	66
710	5	0	0	0	33	26	35	38
724	5	0	61	60	56	40	52	58

TABELA 5.21 Resultados obtidos de porcentagem remoção de DQO_{filtrada} após o choque ácido(aos 562 dias de operação) no filtro 4.

Tempo de operação (dias)	TDH (horas)	Alturas do meio suporte (cm)						
		0	10	20	30	40	60	80
562	2	0	0	0	0	0	29	60
576	2	0	8	9	20	29	24	33
598	2	4	23	16	4	13	15	11
611	2	0	22	16	24	20	13	10
659	5	0	0	54	47	45	60	60
674	5	0	24	54	52	54	33	56
710	5	6	13	17	9	3	6	18
724	5	38	43	47	47	46	46	74

5.2.2 Sólidos suspensos

Em relação ao parâmetro sólidos suspensos totais, os filtros apresentaram valores de eficiência de remoção na saída final na faixa de 60 a 80% e concentração de 32 a 97 mg/L (Tabelas 5.10, 5.11, 5.12 a 5.19). Alguns valores estão um pouco acima do limite permitido na Lei Ambiental (COPAM) que normaliza um efluente com SS inferiores a 60 mg/L, justificando a necessidade de um pós tratamento para os filtros anaeróbios com a finalidade de atender a Legislação.

Nestas tabelas observa-se que em toda altura dos filtros houve um crescimento na remoção de SST. Fato também verificado para o parâmetro DQO, onde a menor remoção foi encontrada na região inferior dos filtros, que situa-se a maior parte dos SS.

As Figuras 5.39 e 5.43 que contém os resultados obtidos a partir do acompanhamento do parâmetro SST nos filtros 3 e 4, nota-se que houve maior acumulação de lodo nas regiões inferiores dos filtros, indicando uma significativa capacidade de retenção de biomassa nas camadas inferiores do meio suporte, não ocorrendo arraste de sólidos pelo efluente.

Não foi verificada influência no desempenho do filtro 4 em relação a remoção de SST pela diminuição do TDH, até a ocorrência do choque ácido. Relacionando o desempenho nas camadas inferiores do filtro 4 em diferentes TDH, nota-se que praticamente em todas as condições de operação, a eficiência na altura do fundo falso (saída 0) foi nula e com alta concentração de sólidos (Tabelas 5.12 a 5.19). Nas outras saídas laterais do filtro (igual e acima de 10 cm), o sistema sempre apresentou remoção, de forma crescente, em direção ao fluxo do líquido. Essa situação mudou após o choque ácido, ou seja as saídas de 10 e 20 cm em relação ao fundo falso apresentou efluente com remoção nula de DQO filtrada e SST (Tabelas 5.18 e 5.19), mas na saída final a eficiência de remoção de SST no efluente tratado sempre manteve 70%.

Após uma semana que ocorreu o choque ácido, a concentração de SST na saída final do filtro 4 (efluente tratado) apresentou aumento, alcançando o valor de 80 mg/L. É importante verificar que uma semana antes do descarte ácido na rede coletora de esgoto, o filtro estava sendo

operado com TDH de 2 horas, um tempo baixo para um sistema de tratamento anaeróbio, produzindo efluente com baixa concentração de SST (55 mg/L). Esse fato reforça a hipótese de que uma mudança brusca nos valores de pH, influenciou o desempenho do sistema de tratamento anaeróbio e mudanças gradativas no TDH proporcionou uma adaptação da biomassa, não acarretando aumento de perdas de sólidos pelo efluente. Esta ocorrência indica como a maneira de se gerenciar a operação de um reator anaeróbio após um choque, influência a velocidade de recuperação de seu desempenho.

Também o choque de pH provocou instabilidade no filtro 4 quanto a remoção de sólidos suspensos totais ao longo de sua altura (Figura 5.40). O carreamento de sólidos para as camadas superiores após o choque de pH, ocorreu imediatamente após a diminuição do pH do afluente, indicando que pode ter ocorrido uma modificação importante no tamanho das partículas retidas nos interstícios do meio suporte. Este fato pode ter sido causado pela diminuição no tamanho destas partículas, decorrente de alteração em sua estrutura física (como por exemplo desnaturação de proteínas extra celulares que formam essas partículas biológicas) que sob a ação de uma maior vazão e, conseqüentemente maior força de cisalhamento, estas partículas foram arrastadas para as camadas superiores. O mesmo pode ter ocorrido no biofilme aderido ao meio suporte (anel de bambu). Segundo ZEHNDER (1988), as bactérias proteolíticas, que utilizam as proteínas para a degradação, são arrastadas para fora do reator, quando o pH é menor que 5,5. Contudo, houve uma recuperação rápida no pH (Figura 5.48). Essa recuperação rápida ocorreu devido a significativa capacidade tamponante do sistema, o que indica que mesmo com um TDH de 2 horas, valor baixo para o filtro anaeróbio, este apresentou grande estabilidade e rapidez de recuperação no valor ótimo de pH para o processo anaeróbio (Figuras 5.51 e 5.54).

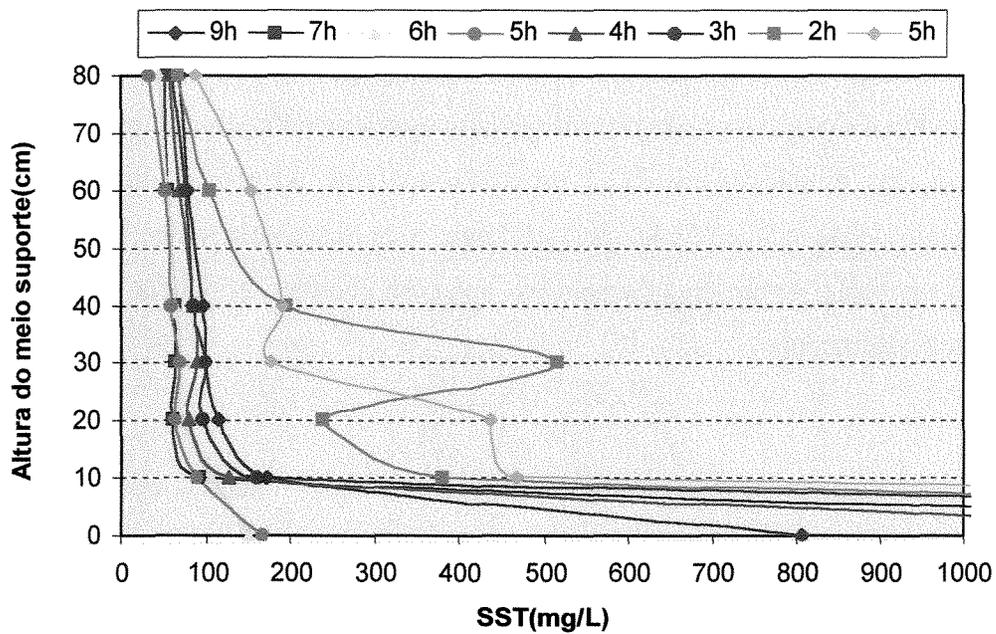


FIGURA 5.39 Valores médios de SST ao longo da altura do filtro 4 para diferentes TDH (horas).

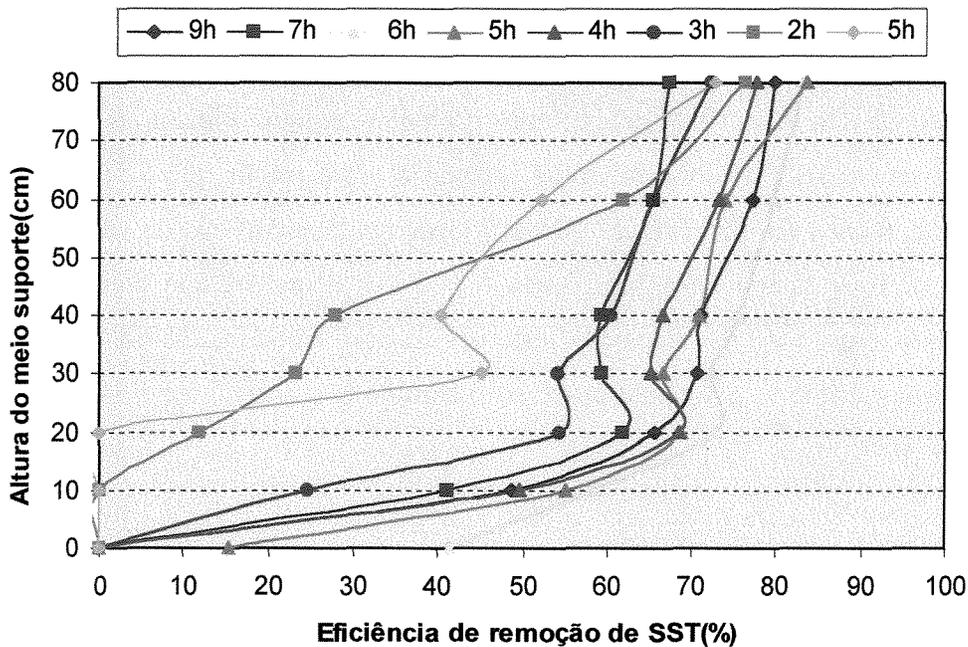


FIGURA 5.40 Valores médios de remoção de SST ao longo da altura do filtro 4 para diferentes TDH (horas).

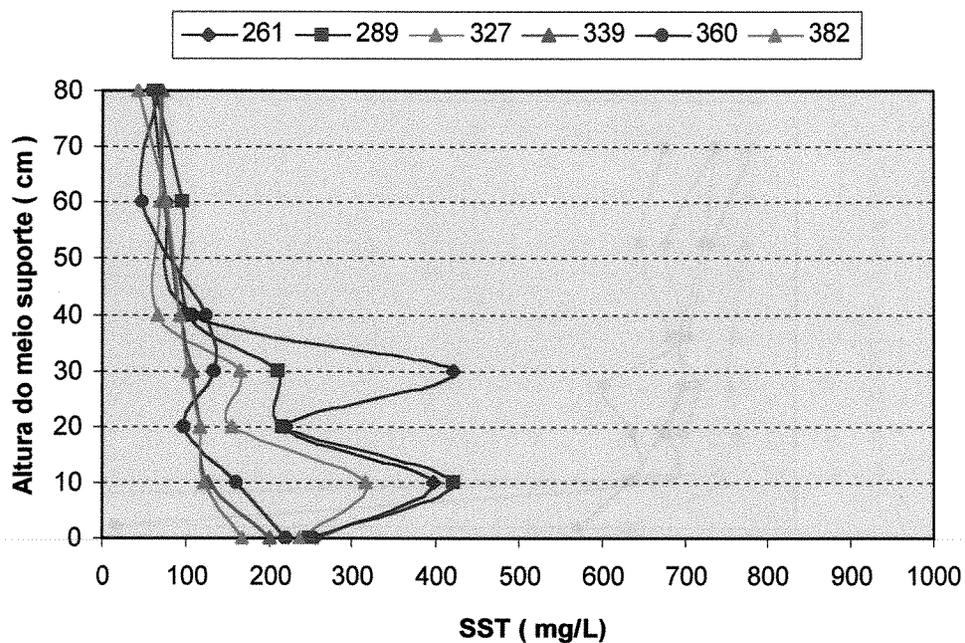


FIGURA 5.41 Concentração de SST ao longo da altura do filtro 2 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH = 9 horas

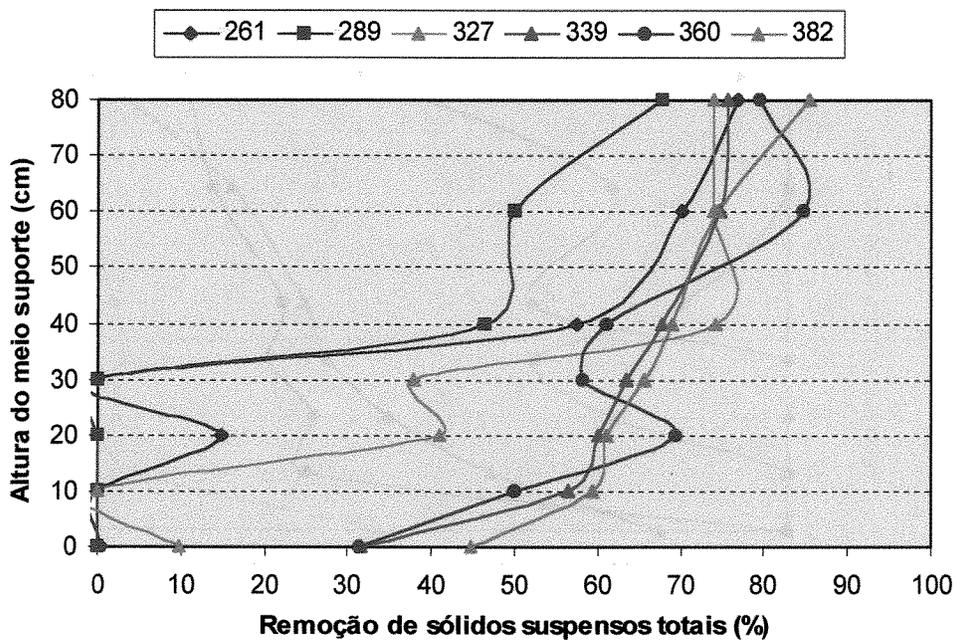


FIGURA 5.42 Eficiência de remoção de SST ao longo da altura do filtro 2 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH=9horas.

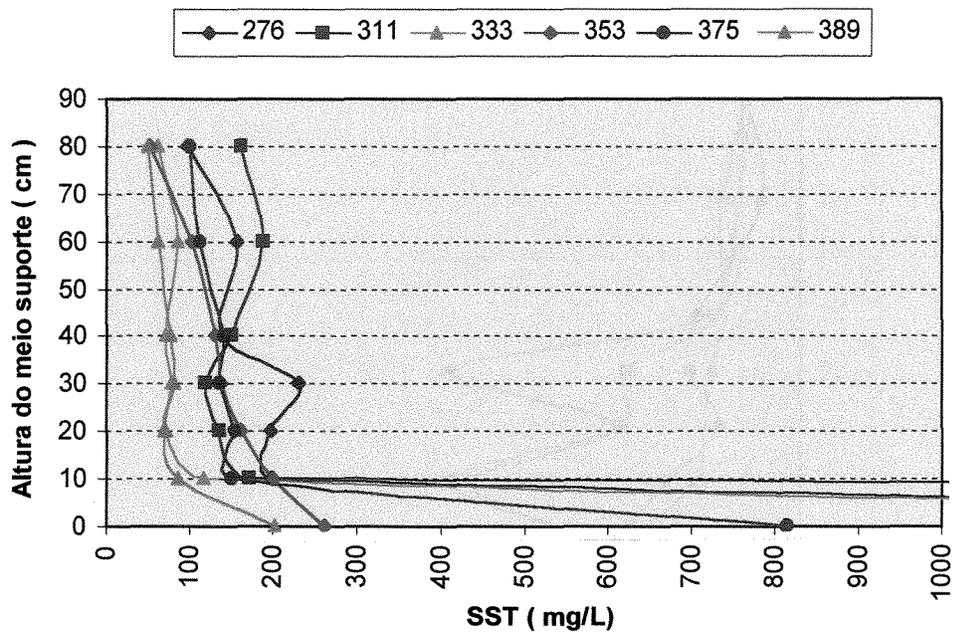


FIGURA 5.43 Concentração de SST ao longo da altura do filtro 3 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH=7 horas.

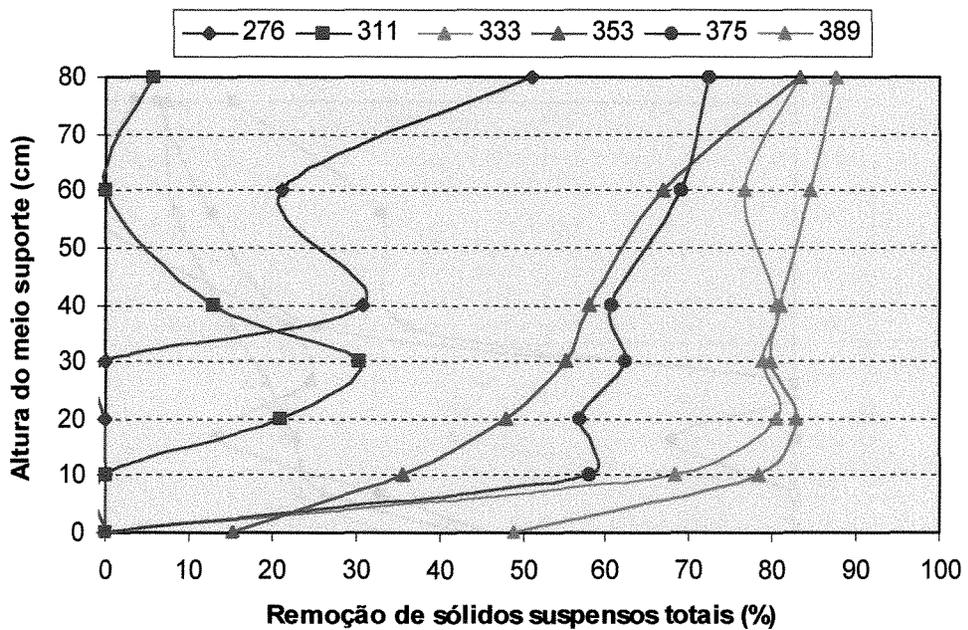


FIGURA 5.44 Eficiência de remoção de SST ao longo da altura do filtro 3 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH=7 horas.

Verifica-se, através das Figuras 5.45 a 5.47, que o comportamento dos SSV foram semelhantes aos SST (Figuras 5.39, 5.41 e 5.43) em toda a altura dos filtros. Porém na Tabela 5.23, que refere-se aos resultados obtidos da percentagem média de remoção de SST e SSV durante a monitoração do filtro 2 com TDH constante, sem constar o período que ocorreu o choque ácido, nota-se que a percentagem média de remoção dos SSV sempre foi maior que a dos SST. Para o filtro 4, na Tabela 5.22, que foi operado com diminuição gradual no TDH e abrange o período que ocorreu o choque ácido, a percentagem média de remoção de SSV sempre foi menor que a dos SST. É importante comparar as diferentes situações de operação dos reatores, ou seja em condições estáveis de operação e em condições com mudanças em um dos parâmetros de controle e verificar as conseqüências resultantes de cada situação. A remoção de SSV, que representa os sólidos suspensos orgânicos, é realizada necessariamente pelos microrganismos presente no interior do reator e uma diminuição no pH afeta diretamente a população bacteriana, resultando em diminuição na porcentagem de remoção de SSV.

TABELA 5.22 Valores médios de remoção de SST e SSV em diferentes alturas no filtro 4, diminuição no TDH, no período entre 261 a 745 dias de operação.

Parâmetros	Remoção média						
	0	10	20	30	40	60	80
SST	7	35	51	57	59	69	79
SSV	0	31	46	51	52	62	67

TABELA 5.23 Valores médios de remoção de SST e SSV em diferentes alturas no filtro 2, com TDH constante, durante no período entre 261 a 382 dias de operação.

Parâmetros	Remoção média						
	0	10	20	30	40	60	80
SST	20	28	41	37	63	71	76
SSV	24	28	46	42	65	72	77

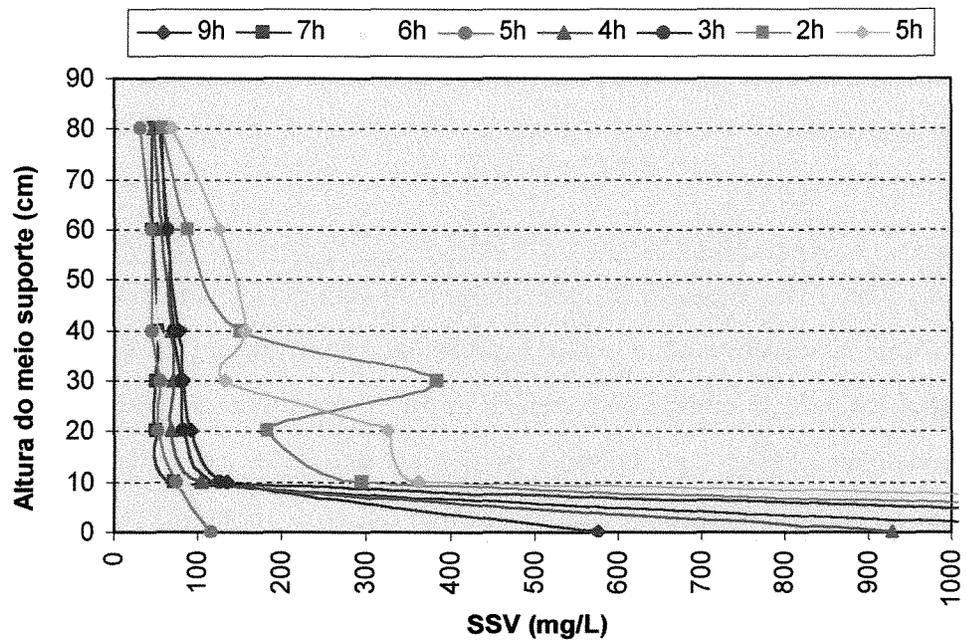


FIGURA 5.45 Valores médios de SSV ao longo da altura do filtro 4 para diferentes TDH (horas).

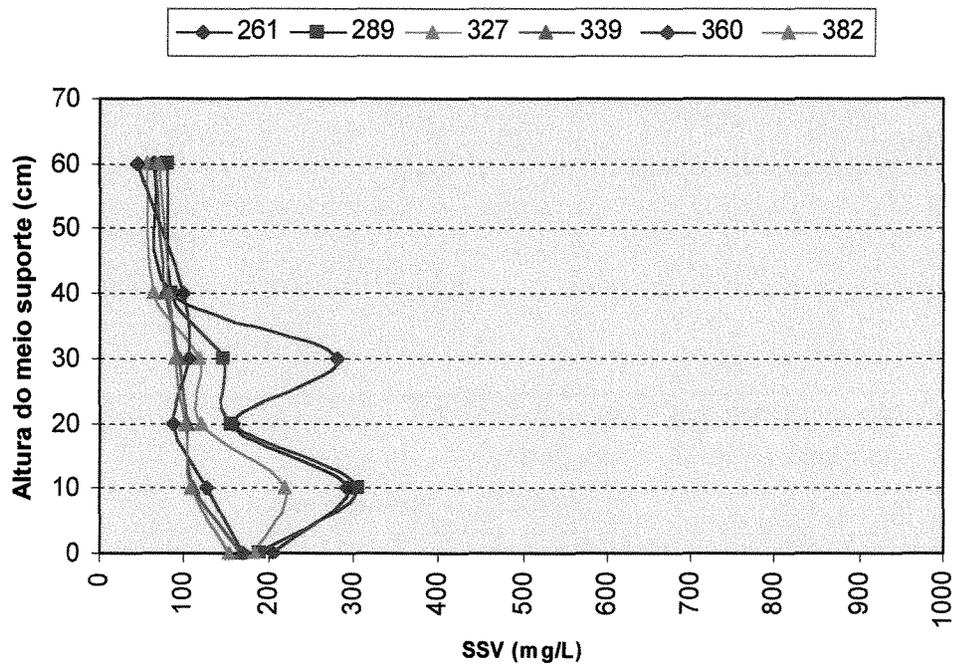


FIGURA 5.46 Concentração de SSV ao longo da altura do filtro 2 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH=9horas.

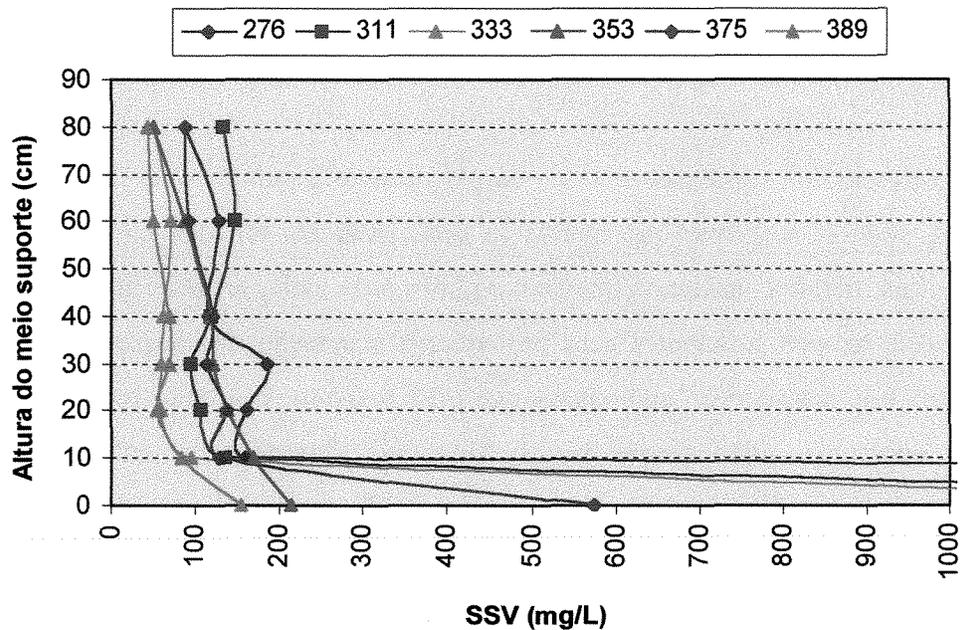


FIGURA 5.47 Concentração de SSV ao longo da altura do filtro 3 para diferentes tempos de operação (dias) para TDH=7 horas.

5.2.3 pH

O valor de pH dos filtros esteve numa faixa estreita, perto do valor neutro, considerada ótima para o processo anaeróbio. Segundo LETTINGA & van HAANDEL (1994), o pH perto de 7 proporciona uma máxima digestão anaeróbia e pH menor que 6,3 ou maior que 7,8 a taxa de metanogênese diminui rapidamente. Durante todo o período de monitoração do filtro 4, com diminuições gradativas do TDH, não foi verificado queda de pH, e diminuição no sistema de tamponamento dos reatores e também não foi verificado aumento na concentração de ácidos voláteis nas diferentes alturas.

Na Figura 5.48, observa-se que para diferentes TDH, o filtro 4 apresentou pH na faixa de 6,7 a 7,1, próximo ao valor neutro. Entretanto a 562 dias de operação, quando o filtro 4 começou a operar com TDH de 2 horas, possíveis despejos industriais clandestinos na rede de esgoto fez

diminuir o pH para 1,7 até altura 30 cm ao fundo falso e acima desta altura os valores de pH foram de 2,1 a 2,5 (curva preta na Figura 5.48), mas se recuperando na semana seguinte.

Por meio dos resultados obtidos de pH durante a monitoração do filtro 4 em diferentes situações, pode-se reafirmar que mudanças gradativas em um dos parâmetros de controle do processo, não afetam consideravelmente o equilíbrio do meio, se essas mudanças forem feitas em intervalos de tempos suficientes para promover a adaptação da biomassa. Mas, uma mudança brusca em um dos fatores ambientais que são responsáveis pelo bom desenvolvimento da digestão anaeróbia, pode causar sérios danos no sistema, principalmente se a população microbiana estiver vulnerável devido a condições não favoráveis. No caso do filtro 4 situações semelhantes aconteceram durante sua operação e provavelmente tais condições devem ter prejudicado parte das bactérias sensíveis a mudança de pH, que é o caso das metanogênicas (CHERNICHARO, 1997), mas o sistema não foi comprometido devido ao bom sistema tamponante que o meio produziu, não permitindo um pH ácido por longo tempo e também deve-se considerar a curta duração que ocorreu o choque ácido. Nota-se na Figura 5.48 que o filtro 4 apresentou rápida recuperação do pH, retornando para valores até maiores que os anteriores ao choque. É provável que esse aumento nos valores de pH deve-se a aplicação de cal no sistema de tratamento preliminar da ETE de Limeira realizado pelo pessoal responsável pela estação. Essa aplicação gerou um aumento no pH nas saídas intermediárias do filtro 4 (Figura 5.48) e manteve os valores da alcalinidade total e intermediária no sistema (Figuras 5.51 e 5.54).

Nas Figuras 5.49 e 5.50, observa-se que na altura da grade suporte, denominada de altura 0, os valores de pH para os filtros 2 e 3 apresentaram valores inferiores em relação as outras alturas. Nessa altura, onde predomina a fase inicial da digestão anaeróbia, existem maiores concentrações de ácidos orgânicos para serem digeridos pelas bactérias, resultando em pH menor que nas regiões superiores do filtro, onde a digestão está em fase mais avançada. Ao longo da altura dos filtros, nota-se que o pH e alcalinidade apresentaram aumento gradativo, atingindo na saída final do efluente tratado valores de pH na faixa de 6,7 a 7,1.

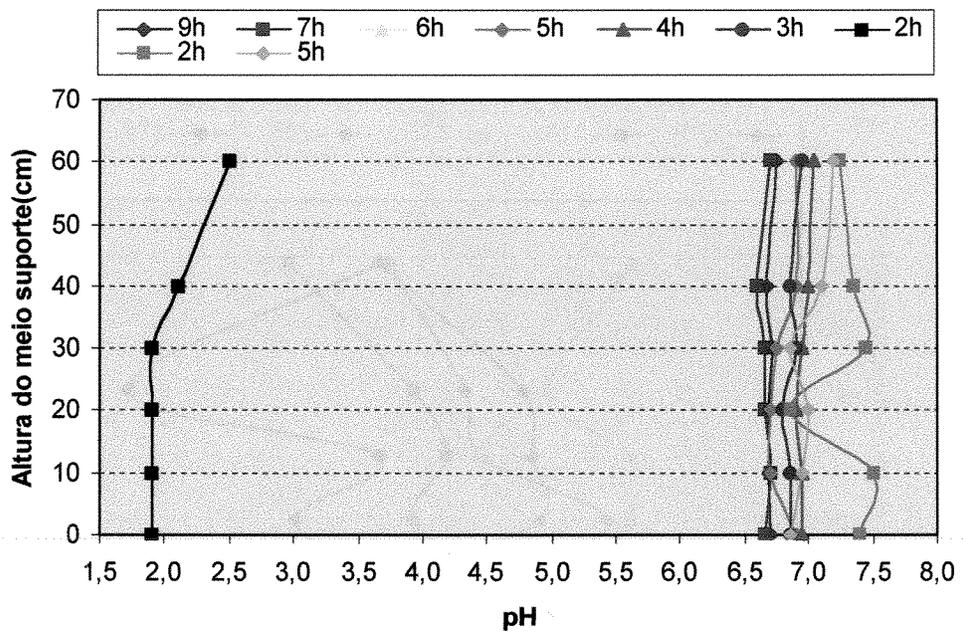


FIGURA 5.48 Valores médios de pH ao longo da altura do filtro 4 para diferentes TDH (horas), onde a curva preta representa os valores de pH obtidos na semana do choque ácido.

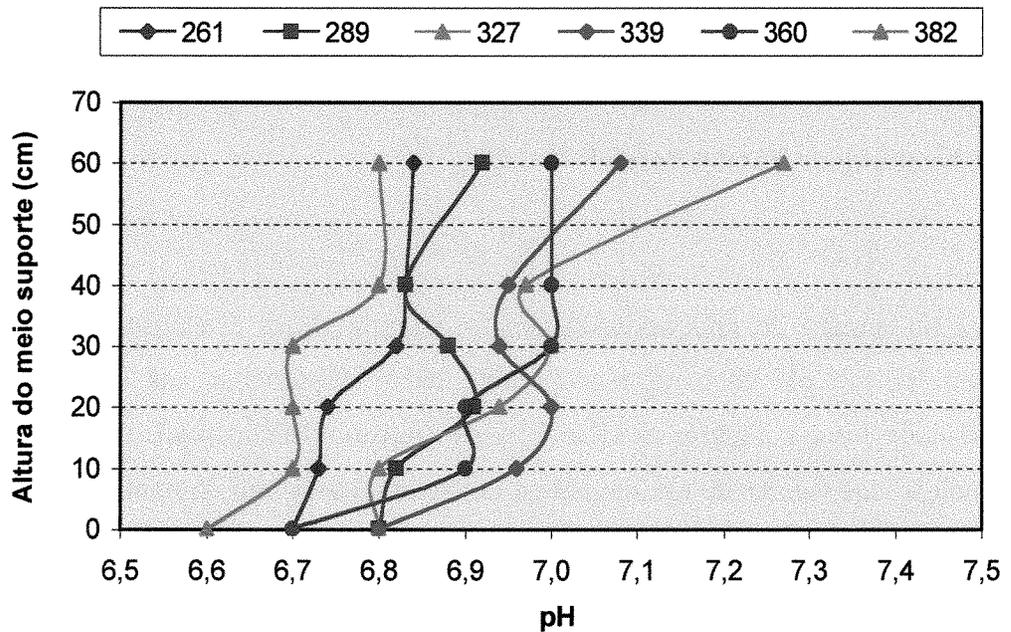


FIGURA 5.49 Valores de pH ao longo da altura do filtro 2 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH=9horas.

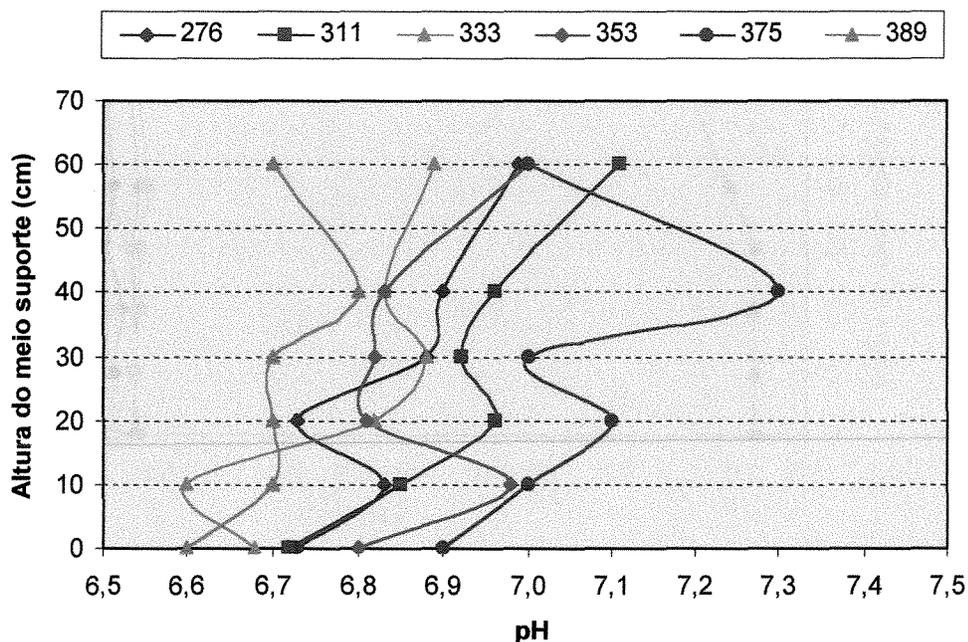


FIGURA 5.50 Valores de pH ao longo da altura do filtro 3 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH=7 horas.

5.2.4 Alcalinidade Total e Parcial

Na semana do choque ácido não foi possível fazer a análise de alcalinidade e ácidos voláteis, pois o pH do meio estava muito baixo. Observa-se nas Figuras 5.52 e 5.53 para alcalinidade total e Figuras 5.55 e 5.56 para alcalinidade parcial, que o filtro 2 apresentou diminuição dos valores de alcalinidade total e parcial ao longo do tempo de operação e o filtro 3 apresentou diminuição a partir de 353 dias de operação. No entanto essa situação não gerou uma diminuição nos valores de pH (Figuras 5.49 e 5.50), mantendo-se na faixa boa para o processo (6,8 a 7,2) e não foi verificado aumento na concentração de ácidos voláteis (Figuras 5.58 e 5.59) e diminuição na eficiência de remoção de DQO nas saídas finais (60 a 80%). Essa diminuição nos valores de alcalinidade no efluente dos filtros 2 e 3 após 350 dias de operação, foi provavelmente

devido a diminuição da alcalinidade proveniente do afluente, também foi discutido no item 5.1 e observado na Figura 5.2.

As Figuras 5.51 e 5.54 representa os valores de alcalinidade total e parcial obtidos durante a monitoração do filtro 4 com diminuição do TDH e inclui o choque ácido, ocorrido com 562 dias de operação dos filtros, quando o filtro 4 estava sendo operado com TDH de 2 horas. Não foi verificada diminuição nos valores de concentração de alcalinidade total e parcial em diferentes alturas do filtro ao longo do tempo de operação com diminuição gradativa do TDH. Inclusive após o choque ácido, os valores de alcalinidade mantiveram iguais ou maiores que os valores anteriores, que provavelmente deve-se a adição do cal realizado após o choque ácido pelos operadores da ETE.

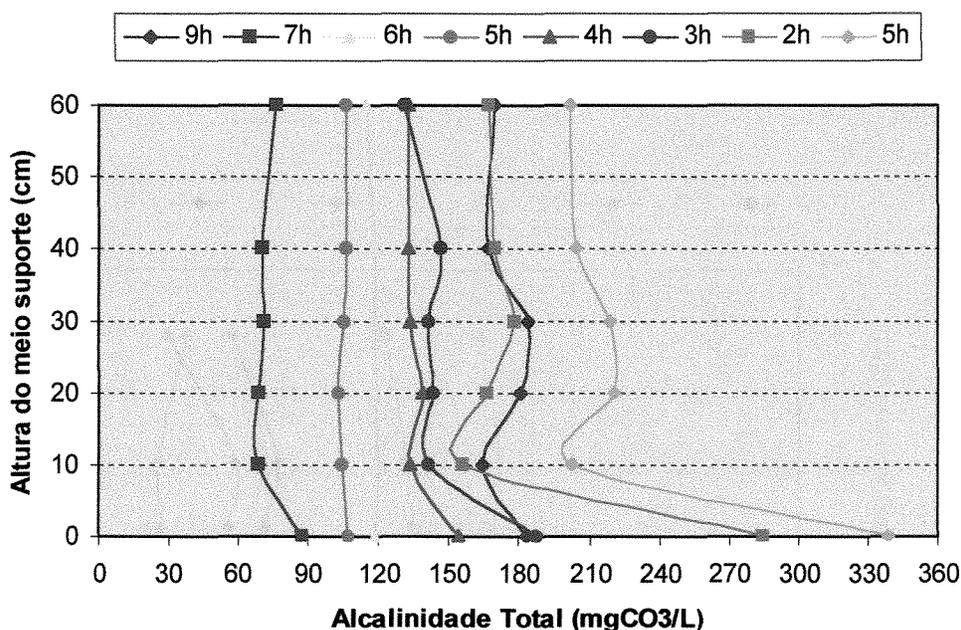


FIGURA 5.51 Valores médios de alcalinidade total ao longo da altura do filtro 4 para diferentes TDH (horas).

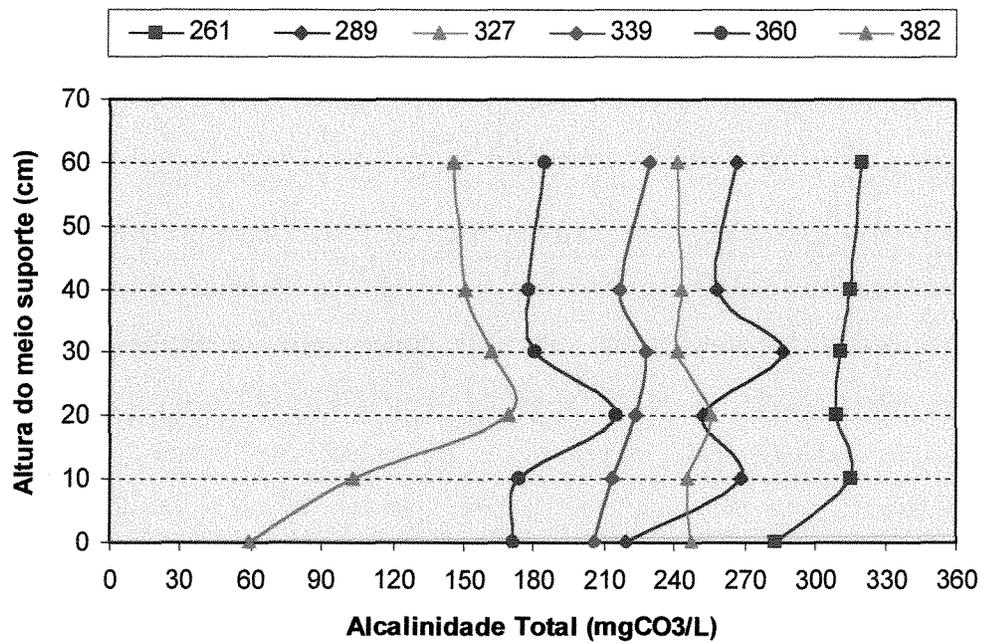


FIGURA 5.52 Valores de alcalinidade total ao longo da altura do filtro 2 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH=9horas.

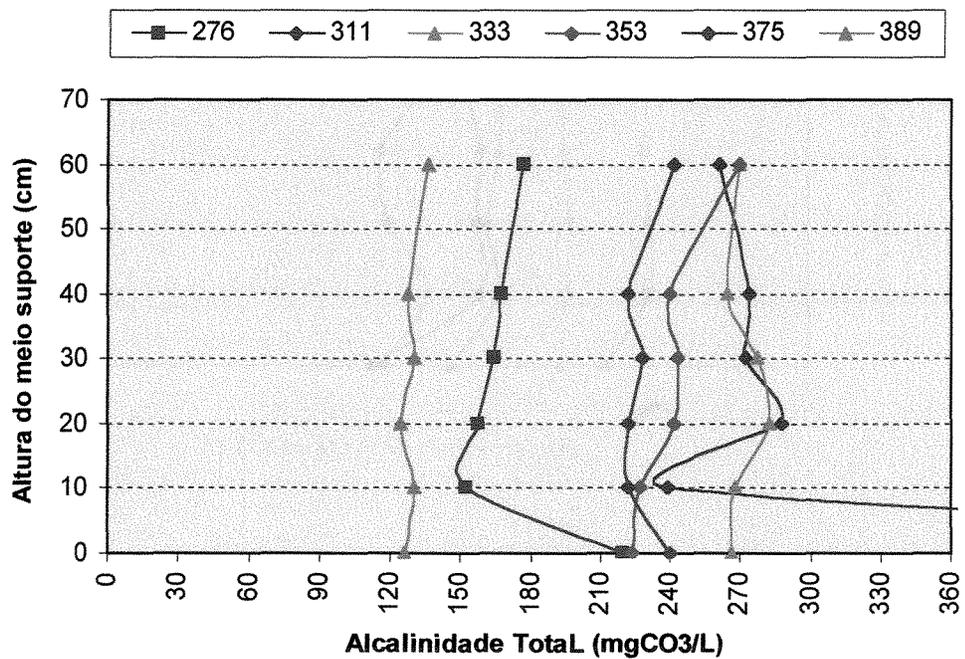


FIGURA 5.53 Valores de alcalinidade total ao longo da altura do filtro 3 para diferentes tempos de operação (dias) para TDH=7 horas.

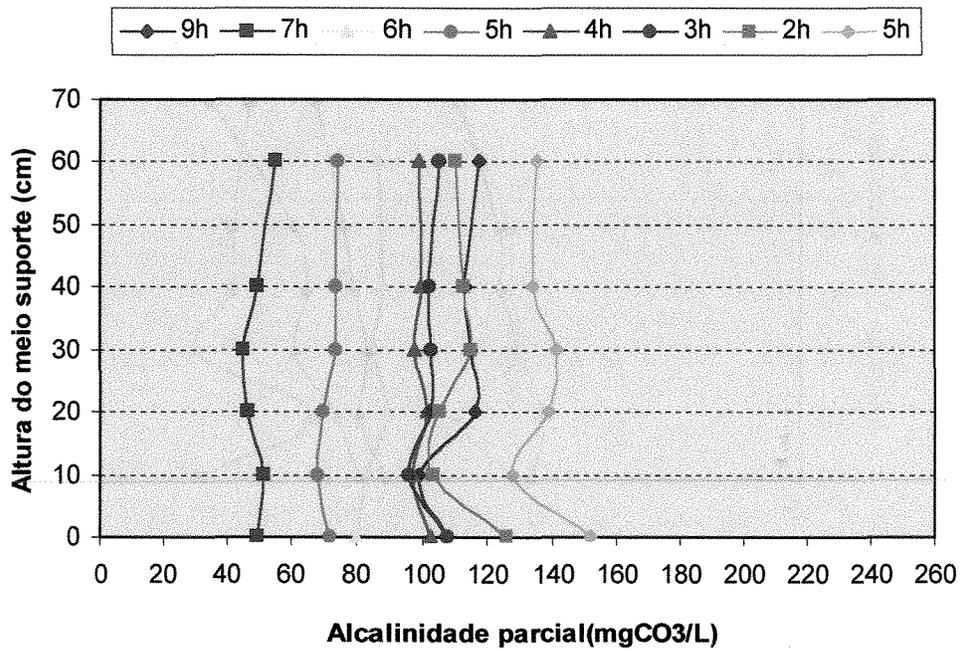


FIGURA 5.54 Valores médios de alcalinidade parcial ao longo da altura do filtro 4 para diferentes TDH (horas).

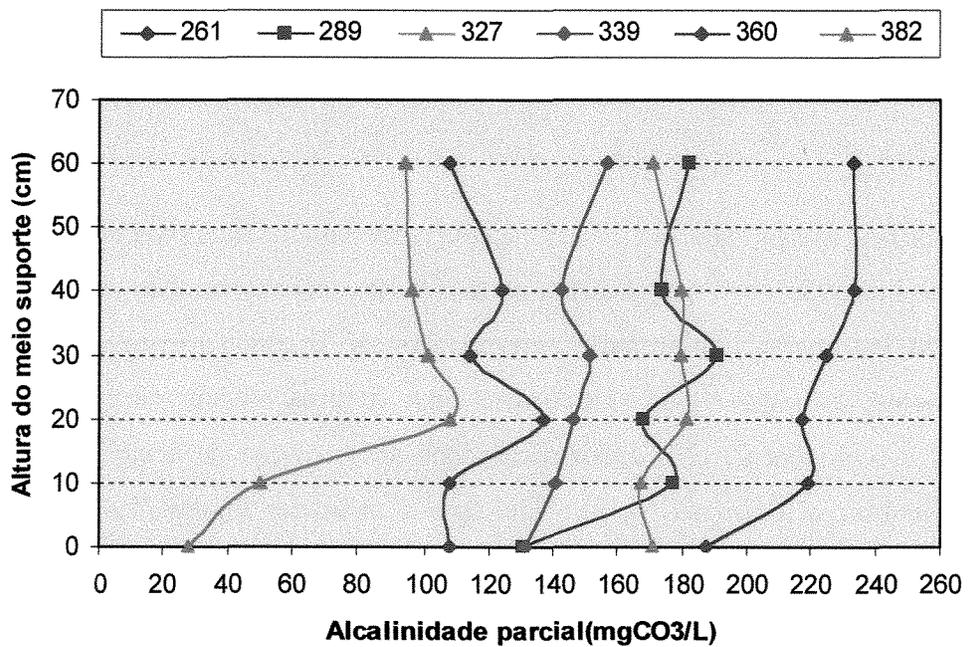


FIGURA 5.55 Valores de alcalinidade parcial ao longo da altura do filtro 2 para diferentes tempos de operação (dias) para TDH=9horas.

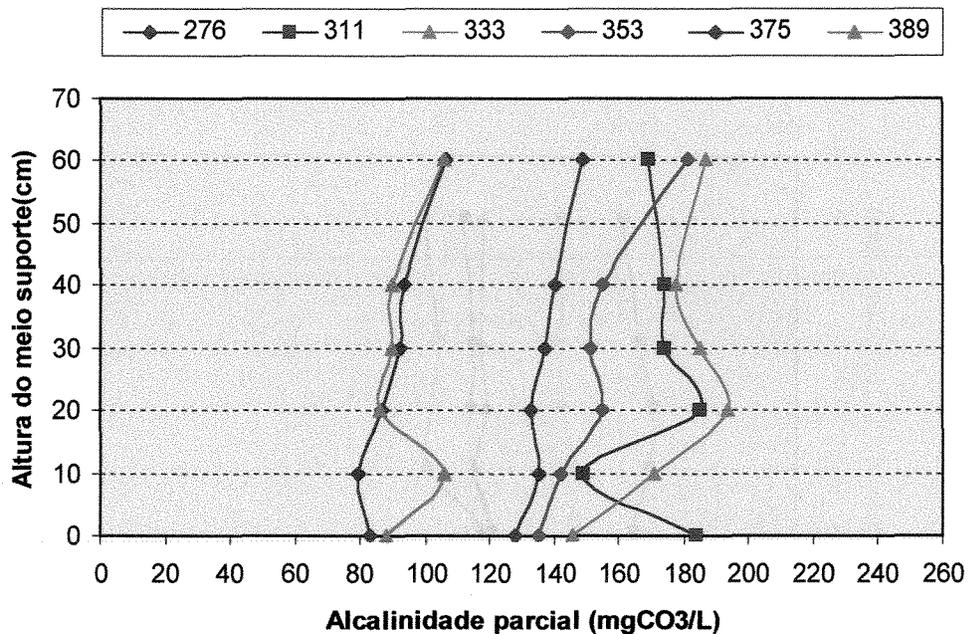


FIGURA 5.56 Valores de alcalinidade parcial ao longo da altura do filtro 3 para diferentes tempos de operação (dias) para TDH=7horas.

5.2.5 Ácidos voláteis

Verifica-se nas Tabelas 5.11 a 5.19, que representam os valores obtidos para as diferentes alturas dos Filtros 2, 3 e 4, que na altura do fundo falso, a concentração de ácidos voláteis sempre apresentou em maior concentração em relação as alturas superiores. Como foi discutido anteriormente, é nessa região que ocorre uma intensa biodegradação da matéria orgânica (hidrólise e acidogênese) com maior quantidade de formação de ácidos orgânicos voláteis que poderá diminuir o pH nessa região. Nota-se por meio das Figuras 5.48 a 5.50 que os filtros apresentaram na altura do fundo falso, valores de pH levemente menores em relação as alturas superiores, mas sempre maiores que pH 6,6. Esse fato ocorreu com BORJA & BANKS (1994), estudando o desempenho do filtro anaeróbio, em diferentes alturas, para tratamento de efluente de óleo de palma. Os autores obtiveram na altura da grade suporte, resultados de pH na faixa de 5,0, maior concentração de ácidos voláteis e menor alcalinidade.

Observa-se na Figura 5.57 que a concentração de ácidos voláteis não aumentou durante as diferentes condições de operação do filtro 4 e o seu comportamento não sofreu mudanças consideráveis. Durante e após o choque de pH houve aumento de 49 a 112 mg HAc/L na concentração de ácidos voláteis na altura da grade suporte e nas outras saídas a concentração permaneceu na faixa de 50 mgHAc/L.

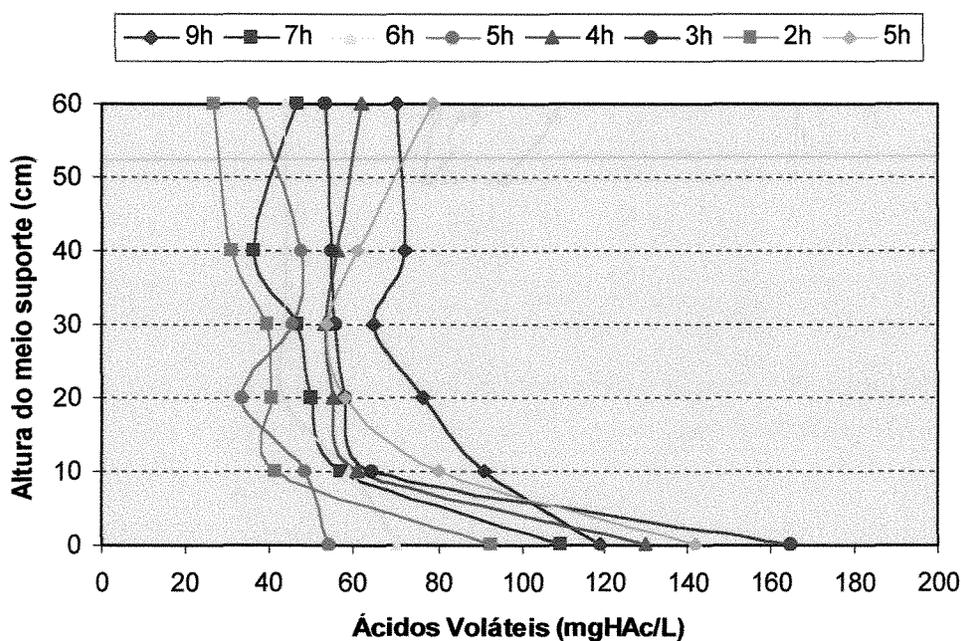


FIGURA 5.57 Valores médios de ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 4 para diferentes TDH (horas).

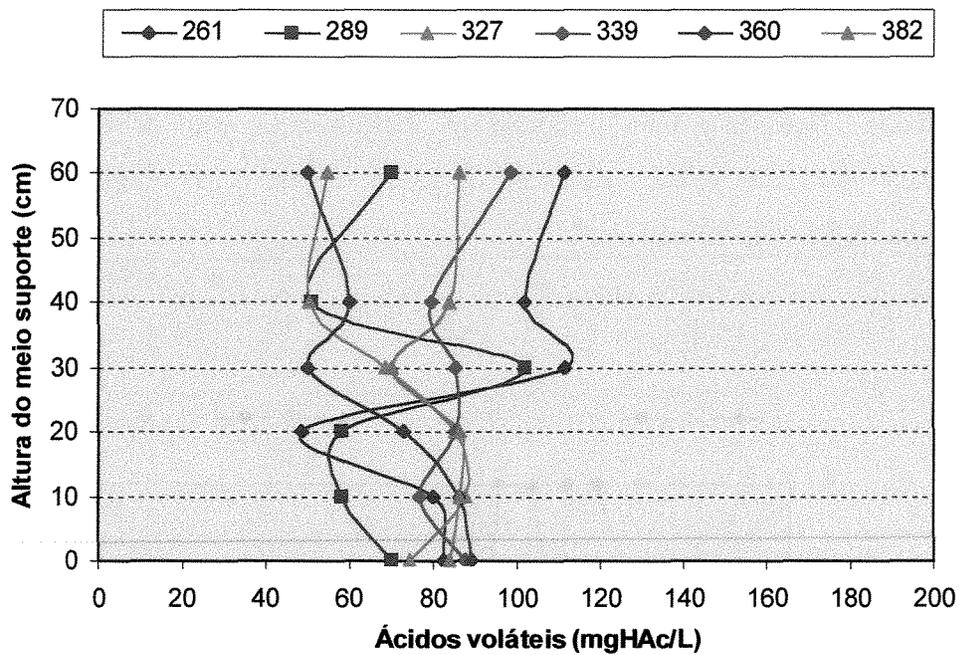


FIGURA 5.58 Valores de ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 2 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH=9horas.

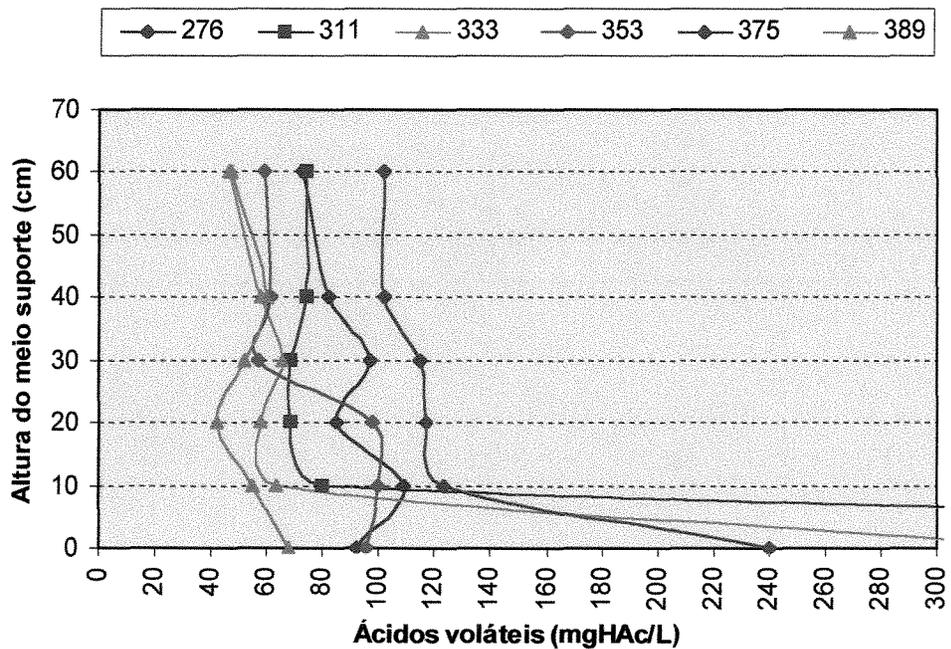


FIGURA 5.59 Valores de ácidos voláteis ao longo da altura do filtro 3 para diferentes tempos de operação (dias), com TDH=7horas.

5.3 ESTUDO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO

Os dados experimentais de concentração do traçador (NaCl) no efluente em função do tempo para as quatro configurações são apresentados nas Tabelas 5.2 a 5.9 - Anexo.

A partir desses dados foram construídas as curvas experimentais de concentração em função do tempo para as quatro configurações de estudo, considerando o volume total dos filtros, ou seja o volume cilíndrico e o volume do fundo falso cônico (Figuras 5.60 a 5.63).

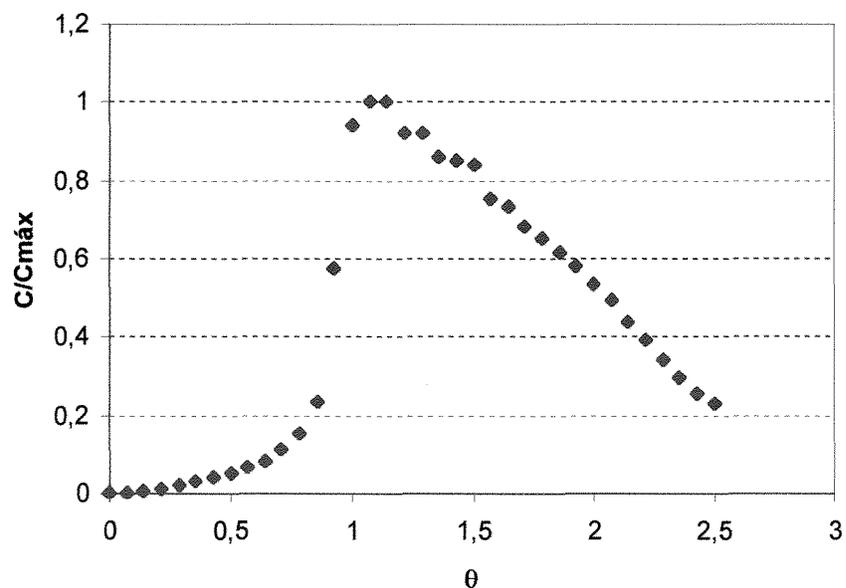


FIGURA 5.60 Curva experimental de concentração em função do tempo para o experimento do filtro 04 (TDH=7 horas e anel inteiro de bambu).

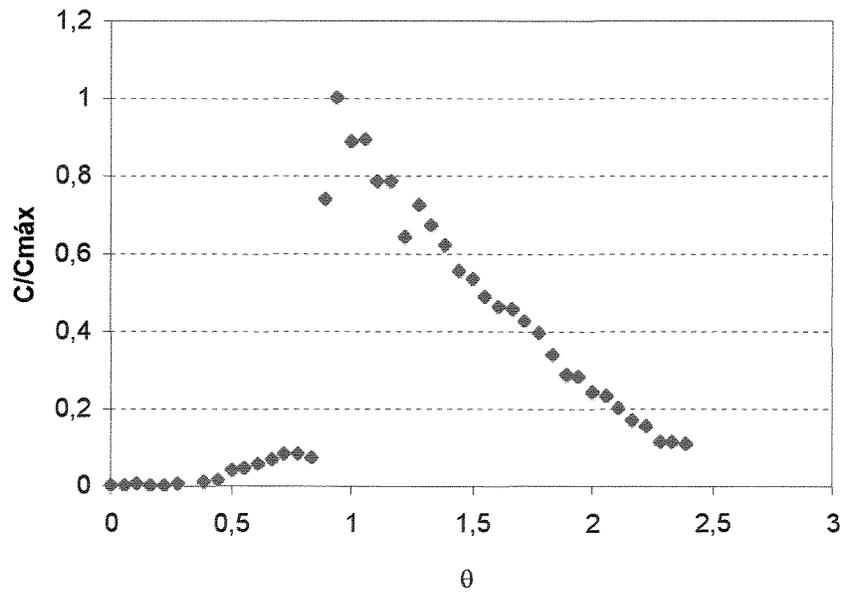


FIGURA 5.61 Curva experimental de concentração em função do tempo para o experimento do filtro 04 (TDH=9 horas e anel inteiro de bambu).

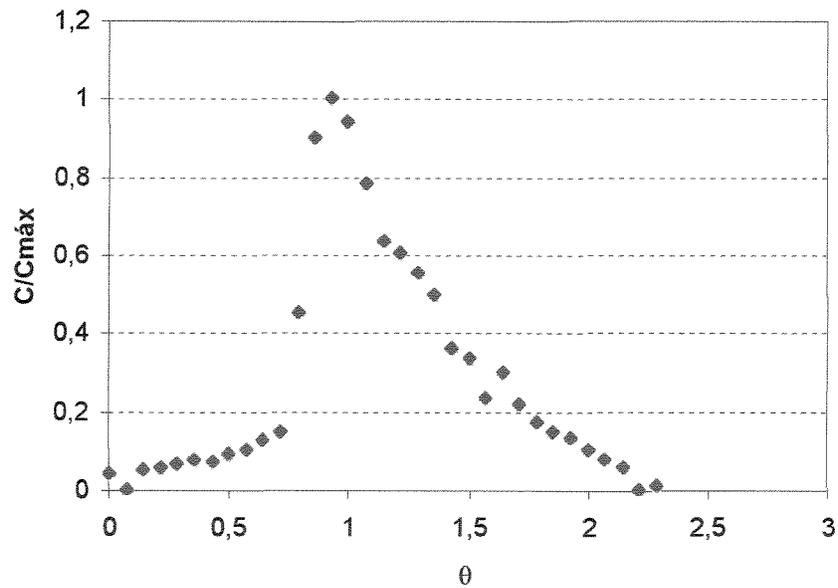


FIGURA 5.62 Curva experimental de concentração em função do tempo para o experimento do filtro 03 (TDH=7 horas e meio anel de bambu).

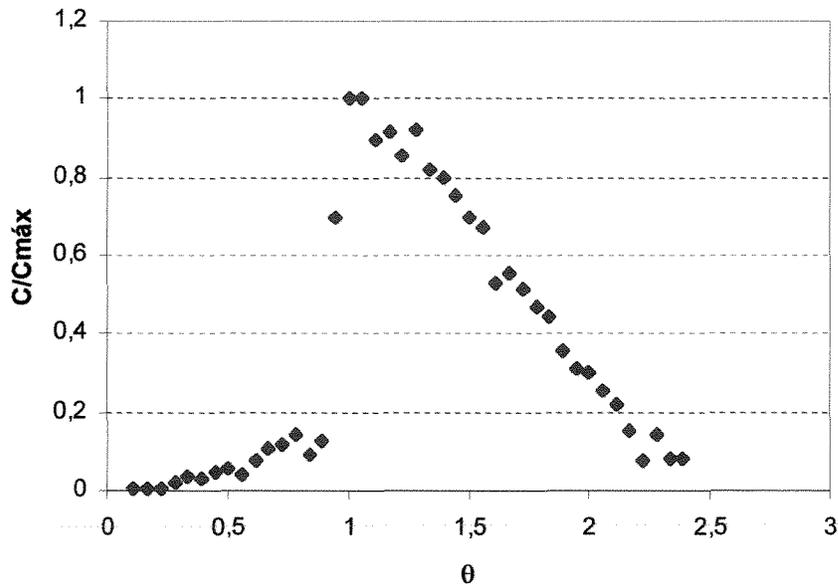


FIGURA 5.63 Curva experimental de concentração em função do tempo para o experimento do filtro 01 (TDH=9 horas e meio anel de bambu).

Foram utilizados o modelo de dispersão proposto por LEVENSPIEL (1974) e o modelo proposto por REBHUN & ARGAMAN (1965) para a caracterização de escoamento nos FA.

5.3.1 MODELO DE DISPERSÃO PROPOSTO POR LEVENSPIEL (1974)

Nas Figuras 5.60 a 5.63, pode-se observar que as curvas experimentais apresentaram forma não-simétrica, verificando-se a existência de uma cauda acentuada em todas as 4 configurações. Um fator que pode ter influenciado no aparecimento desta cauda seria a adsorção do traçador pelo meio suporte, produzindo o efeito semelhante quando da presença de espaços mortos ou pela própria presença destes, resultado também observado por GROBICK & STUCKEY (1992) quando trabalhou com cloreto de lítio como traçador.

Foi calculada a variância da distribuição contínua medida em número finito de pontos eqüidistantes da curva experimental do reator 4 (TDH=7horas e anel inteiro de bambu),

segundo LEVENSPIEL(1974). Os dados para o cálculo da variância encontram-se nas Tabelas 5.2 a 5.9 - Anexo.

$$T_m = (\sum t_i.C_i.\Delta t_i)/(\sum C_i.\Delta t_i) \quad (3.7)$$

$$T_m = 20108880 / 31693 = 634,49 \text{ min (tempo hidráulico de detenção médio)}$$

$$\sigma^2 = (\sum t_i^2.C_i.\Delta t_i)/(\sum C_i.\Delta t_i) - T_m^2 \quad (3.6)$$

$$\sigma^2 = 1,3924E+10/31693 - (634,49)^2$$

$$\sigma^2 = 36762,36 \text{ min (valor da variância)}$$

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{T_m^2} = \frac{36762,36}{(634,49)^2} = 0,091 \text{ (variância adimensional)} \quad (3.8)$$

Partindo-se do princípio de que a dispersão seja grande demais para permitir o uso da equação dispersão de pequena intensidade que leva a curva C simétrica. A partir da variância adimensional obtida, foi calculada a dispersão utilizando-se a relação para um **recipiente fechado, com grande dispersão**:

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{T_m^2} = 2(D/\mu L) - 2(D/\mu L)^2.(1 - e^{-D/\mu L}) \quad (3.10)$$

Ignorando o segundo termo da direita, temos em primeira, aproximação:

$$0,091 = 2(D/uL)$$

$$D/uL = 0,046$$

Corrigindo, para levar em consideração o termo desprezado, determinamos por tentativas que:

$$\sigma_\theta^2 = 2(D/\mu L) - 2(D/\mu L)^2.(1 - e^{-D/\mu L}) \quad (3.10)$$

$$\sigma_\theta^2 = 2 \cdot 0,046 - 2 (0,046)^2 \cdot (1 - e^{-0,046})$$

$$\sigma_\theta^2 = 0,091 \text{ (aproximou da variância adimensional calculada inicialmente = 0,091)}$$

A suposição inicial de que o reator 4 (TDH=7horas, anel inteiro) não apresentava quantidade pequena de dispersão estava correta, pois esse valor de D/uL (0,046) caracteriza o escoamento real com **quantidade intermediária de dispersão**, segundo as curvas de concentração em vasos fechados para várias extensões de agitação construídas por LEVENSPIEL (1974). E a equação do **modelo fechado** atingiu a convergência dos resultados, podendo-se dizer que o uso da equação deste modelo atendeu ao estudo hidrodinâmico do reator 4.

Para verificar se o **modelo aberto** atende ao estudo hidrodinâmico do reator 4, a seguinte relação relaciona a variância com D/uL . Assim:

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{T_m^2} = 2(D/\mu L) + 8(D/\mu L)^2 \quad (3.11)$$

Ignorando o segundo termo da direita, temos em primeira, aproximação:

$$0,091 = 2(D/uL)$$

$$D/uL = \mathbf{0,046}$$

Corrigindo, para levar em consideração o termo desprezado, determinamos por tentativas que:

$$\sigma_{\theta}^2 = 2(D/\mu L) + 8(D/\mu L)^2 \quad (3.11)$$

$$\sigma_{\theta}^2 = 2(0,046) + 8(0,046)^2$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \mathbf{0,108} \text{ (não aproximou da variância adimensional calculada inicialmente 0,091)}$$

Portanto a **equação do modelo aberto** não atende ao estudo do comportamento hidrodinâmico do filtro 04.

O estudo foi realizado para os outros reatores igual ao procedimento adotado para o filtro 4. Resumidamente, os resultados obtidos a partir das equações do modelo fechado e aberto de grande dispersão encontram-se nas Tabelas 5.24 e 5.25.

TABELA 5.24 Resultados de tempo hidráulico de detenção médio (T_m), variância (σ^2), variância adimensional (σ_θ^2) e número de dispersão (D/uL) para as quatro configurações, utilizando a equação do **modelo fechado**.

REATOR	T_m (min)	σ^2 (min)	σ_θ^2	D/uL*	σ_θ^{2*}	D/uL*	σ_θ^{2*}	D/uL*
Filtro 4 (TDH=7h anel inteiro)	634,49	36762,36	0,091	0,046	0,091	0,045	0,091	0,045
Filtro 4 (TDH=9h anel inteiro)	740,57	46684,39	0,085	0,043	0,085	0,042	0,085	0,042
Filtro 3 (TDH=7h meio anel)	479,67	25408,26	0,110	0,055	0,110	0,055	0,110	0,055
Filtro 1 (TDH=9h meio anel)	749,20	42948,47	0,077	0,038	0,076	0,038	0,076	0,038

* Valores de aproximações obtidos por tentativas, para verificar a congruência dos resultados.

TABELA 5.25 Resultados de tempo hidráulico de detenção médio (T_m), variância (σ^2), variância adimensional (σ_θ^2) e número de dispersão (D/uL) para as quatro configurações, utilizando a equação do **modelo aberto**.

REATOR	T_m (min)	σ^2 (min)	σ_θ^2	D/uL	σ_θ^{2*}	D/uL*	σ_θ^{2*}	D/uL*
Filtro 4 (TDH=7h anel inteiro)	634,49	36762,36	0,091	0,046	0,108	0,054	0,131	0,066
Filtro 4 (TDH=9h anel inteiro)	740,57	46684,39	0,085	0,043	0,100	0,050	0,119	0,060
Filtro 3 (TDH=7h meio anel)	479,67	25408,26	0,110	0,055	0,135	0,067	0,171	0,086
Filtro 1 (TDH=9h meio anel)	749,20	42948,47	0,077	0,038	0,088	0,044	0,104	0,052

* Valores de aproximações obtidos por tentativas, para verificar a congruência dos resultados.

Observa-se que os reatores em estudo, através dos cálculos das equações do **modelo fechado** (Tabela 5.24), apresentaram congruência nos valores de dispersão e variância e não houve congruência para o modelo aberto (Tabela 5.25). Podendo-se afirmar que qualquer perturbação nas fronteiras do sistema (entrada e saída), poderá causar mudanças nas características do escoamento (LEVENSPIEL, 1974). O modelo para **quantidade intermediária**

de dispersão aproximou do escoamento real dos filtros com água, ou seja antes da partida dos filtros com esgoto doméstico, pois as curvas experimentais não apresentaram simetria e foi verificado um prolongamento em forma de cauda.

Os valores do número de dispersão (D/uL) entre 0,038 a 0,055, indicaram um fluxo intermediário entre o fluxo pistonado e mistura completa, porém com forte tendência ao fluxo pistonado. Estes fatos são importantes tendo em vista que altura do meio suporte em todos os casos é de aproximadamente 0,80m, valor muito próximo ao diâmetro do reator 0,75m, configuração muito aquém dos reatores projetados para apresentar fluxo hidrodinâmico próximo ao pistonado.

Em todas as configurações, os valores de $D/\mu L$ não demonstram diferença significativa, indicando que qualquer uma das configurações do meio suporte são adequadas, ou seja, pode-se utilizar anéis de bambu de dimensões médias próximas a estudada sem a preocupação de um rigor elevado em suas medidas e integridade do anel.

5.3.2. MODELO PROPOSTO POR REBHUN & ARGAMAN (1965).

A partir dos dados das curvas experimentais (C_o versus θ), foram calculados o T_p , T_{10} e T_{90} (Tabela 5.26).

TABELA 5.26 Resultados dos parâmetros hidrodinâmicos obtidos da curva C_o versus θ para as quatro configurações.

TDH (horas)	Meio suporte	TDH (min)	T_p (min)	T_{10} (min)	T_{90} (min)	T_m (min)
7	anel inteiro	420	450	435	945	634,5
7	meio anel	420	390	340	750	479,7
9	anel inteiro	540	510	510	1100	740,5
9	meio anel	540	570	540	1080	749,2

Segundo REBHUN & ARGAMAN (1965), combinam-se os parâmetros obtidos na Tabela 5.26, obtendo-se as seguintes relações na Tabela 5.27.

TABELA 5.27 Resultados da utilização dos vários modelos hidrodinâmicos.

TDH (horas)	Meio suporte	T_p/TDH	T_m/TDH	T_{90}/T_{10}	$D/\mu L$
7	Anel inteiro	1,07	1,51	2,17	0,045
7	Meio anel	0,93	1,14	2,21	0,055
9	Anel inteiro	0,94	1,37	2,16	0,042
9	Meio anel	1,06	1,39	2,00	0,038

Os valores encontrados para a relação T_m/TDH (Tabela 5.27) nas várias configurações, apresentaram resultados maiores do que 1,0 ou seja, os reatores apresentaram pouca presença de espaços mortos. No entanto esse fato contradiz com o aparecimento da cauda discutido anteriormente. Esta contradição possivelmente é decorrente das possíveis deficiências, que são normais, dos modelos adotados.

Os valores de T_p/TDH e T_{90}/T_{10} confirmaram uma forte tendência de que as várias configurações de operação para o FA apresentaram um comportamento hidrodinâmico muito próximo ao fluxo pistonado.

Os valores de TDH estiveram muito próximo aos valores de T_p , fato este que mostra a pouca ocorrência de curtos circuitos nos dois tipos de meio suporte, mesmo em tempos de TDH diferentes. Contudo não houve nenhuma correlação entre o aumento do TDH e a diminuição de curto circuitos.

Portanto por meio dos dados obtidos, utilizando como traçador o NaCl, e dos modelos utilizados por LEVENSPIEL (1974) e REBHUN & ARGAMAN (1965), para o estudo hidrodinâmico dos filtros anaeróbios com enchimento de meio anel e anel inteiro de bambu **antes da partida tratando esgoto doméstico**, ou seja sem produção de gases que é um fator importante para promover a mistura no interior do reator (YOUNG & YANG, 1989), verificou-se que o escoamento real dos reatores teve uma tendência ao escoamento pistonado.

5.4 ACOMPANHAMENTO DA RESISTÊNCIA MECÂNICA DO BAMBU

Para o estudo da resistência do bambu, utilizado como meio suporte de biomassa para os filtros anaeróbios, foram realizados o ensaio de compressão mecânica na seção de bambu, através da máquina Versa Tester, Soiltest: Evanston, ILL; USA. O ensaio foi realizado antes do enchimento e após 1 e 2 anos de operação dos filtros. Os valores da área da seção dos anéis de bambu utilizados para o teste com as respectivas cargas de compressão máxima aplicadas durante o ensaio estão nas Tabelas 5.10 a 5.11- anexo. A tensão máxima (kg/cm^2) para cada anel inteiro e meio anel de bambu relaciona a carga de compressão máxima aplicada (kg) com a área da seção do bambu exposta ao carregamento (cm^2).

Observa-se na Tabela 5.28 que após 1 e 2 anos de operação dos filtros, os valores médios de tensão máxima aplicada na seção do anel inteiro diminuíram 28,6% e 31,5%, respectivamente, em relação aos valores iniciais e para o meio anel esses valores foram de 16,7% e 42,9%.

TABELA 5.28 Valores médios de tensão máxima aplicada na seção do anel inteiro e meio anel de bambu obtidos antes e após a operação dos filtros.

Tempo	Tensão máxima aplicada (kg/cm^2)		Área ¹ (cm^2)	
	Anel inteiro	Meio anel	Anel inteiro	Meio anel
Antes da operação dos filtros	1052 ± 293	1045 ± 392	2,8 ± 1,1	1,5 ± 0,7
1 ano após a operação dos filtros	751 ± 188	870 ± 203	3,0 ± 0,8	1,5 ± 0,5
2 anos após a operação dos filtros	721 ± 159	596 ± 132	3,0 ± 1,3	1,7 ± 0,6

1: É considerado apenas a área em contato com a prensa, descontando a área vazia do anel inteiro e meio anel de bambu.

TRITT *et al.* (1993) estudando o bambu como meio suporte para reatores anaeróbios tratando despejos de matadouro, obtiveram uma queda de pressão máxima

absorvível de 21% após 2 anos de operação do reator. Acredita-se que a característica do bambu, que pode estar relacionado com sua estrutura ou composição química, varia de uma região a outra, dependendo das condições ambientais que a planta está exposta. Esse fato pode influenciar a resistência desse material em contato com o substrato a ser tratado pelo reator. Outro fator que pode influenciar na resistência do bambu como meio suporte para os microrganismos é a qualidade do efluente a ser tratado pelo sistema, incluindo suas características químicas, físicas e biológicas. Mas acredita-se que essas variações na resistência do bambu em diferentes situações não devem ser grandes, pois a pesquisa de TRITT e seus colaboradores (1993) que foi realizada na Alemanha, mas utilizando bambu de Taiwan, obtiveram resultados próximos ao presente trabalho.

Os valores obtidos na Tabela 5.28, indicam que o anel inteiro de bambu apresentou uma menor perda de resistência e maior manutenção em suas características mecânicas ao longo do tempo do que o meio anel. Contudo, a degradação do anel inteiro de bambu se estabilizou após o primeiro ano de operação, e muito provavelmente não irá aumentar de intensidade, pois os compostos orgânicos de mais fácil degradação já foram metabolizados, restando apenas aqueles mais recalcitrantes, como por exemplo a lignina e a celulose. Também pode-se considerar a hipótese de que no início de operação dos filtros o biofilme, constituído pelos microrganismos aderidos na superfície do meio suporte, estava em processo de formação, o que possibilitou a diminuição do biofilme exercer uma camada protetora nas paredes dos anéis de bambu e com isso facilitou a degradação do material nesse período. Com respeito aos meio anéis de bambu, produzidos pelo corte longitudinal de anéis inteiros, acredita-se que o fato de apresentar maior superfície exposta a ataques de microrganismos presentes no reator, possibilitou uma maior perda de resistência a compressão e desta forma, maior degradação.

TRITT *et al*, também observaram uma maior mudança nas características do bambu nos primeiros seis meses de operação do reator, onde a massa seca do bambu diminuiu 11% nos primeiros 6 meses de operação do reator e 4 % após 6 meses até dois anos de operação.

Por meio dos resultados obtidos é possível verificar que o anel inteiro de bambu não apresentou diminuição considerável nos resultados de resistência mecânica no segundo ano

de operação dos reatores anaeróbios, indicando uma boa resistência ao meio líquido ao longo do tempo de operação dos filtros.

5.5 CARACTERIZAÇÃO DO LODO APÓS A PARTIDA DOS REATORES

Durante a monitoração dos filtros anaeróbios de fluxo ascendente, não foi verificada perda de lodo por meio das análises feitas no efluente final. Esse fato demonstra a capacidade de retenção da biomassa pelos reatores, na forma de biofilme aderido às superfícies do material suporte, de biomassa dispersa nos interstícios do material suporte e na forma de flocos ou grânulos retidos no fundo falso, abaixo do material suporte (CHERNICHARO, 1997).

Durante os dois anos de operação dos filtros, não foi feito nenhum descarte de excesso de lodo. Segundo YOUNG (1991) o descarte de sólidos deve ser feito quando a manta de lodo penetrar no meio suporte ou se a concentração de sólidos no efluente aumentar significativamente. Por meio do acompanhamento do desempenho do filtro 4 em diferentes alturas, com TDH abaixo de 4 horas foi verificado um aumento na concentração de sólidos até altura 10 cm em relação ao fundo falso e após o choque ácido, com TDH de 2 horas, foi verificado aumento na concentração de sólidos suspensos em toda a altura do meio suporte, no entanto o efluente tratado manteve suas características iniciais. Para os outros filtros (2 e 3) não foi verificado aumento considerável de sólidos suspensos nas camadas superiores do meio suporte para TDH de 9 e 7 horas, respectivamente.

Para assegurar a continuidade do desempenho dos filtros anaeróbios ao longo do tempo, sem o problema de possuir um lodo envelhecido, com baixa eficiência e também evitar a ocorrência de possíveis obstruções nos interstícios, pelo menos uma drenagem do lodo em excesso seria recomendável durante a operação dos filtros, principalmente no filtro 4, que foi operado com baixo TDH, possibilitando a maior produção de lodo durante a

operação do reator. No entanto, diferentes condições reais de operação pode modificar a frequência de limpeza, onde segundo ANDRADE NETO *et al.* (1999), a frequência de remoção do lodo em excesso, depende, principalmente, das concentrações do afluente, do tipo de material suporte (granulometria e forma) e da altura do leito.

Para caracterização dos flocos ou grânulos presente no lodo biológico dos reatores, amostras do lodo anaeróbio foram retiradas dos quatro filtros, após 7 meses de operação, diretamente do ponto de coleta, localizado junto a entrada de alimentação (Figura 4.10). A coleta foi feita imediatamente após purgação da linha para retirada do lodo parado na tubulação. As amostras foram preservadas a 4^oC em frascos fechados e analisados no mesmo dia.

Para caracterização dos flocos ou grânulos foi necessário preparar as amostras de lodo granulado ou não granulado de acordo com a metodologia descrita por RECH e CARVALHO (1993). Inicialmente, o preparo das amostras foi feito de acordo com o método para lodo granulado e foi verificado a não existência de grânulos na amostra. Em seguida, as amostras foram preparadas de acordo com o método para lodo não granulado, ou seja as amostras homogêneas foram diluídas a 5% em água potável de torneira e divididas em pequenas porções distribuídas em placas de Petri.

Após o preparo da amostra, o material foi observado ao microscópio em aumento de 20 e 100x, para verificar a morfologia dos flocos (Figuras 5.64 a 5.67).

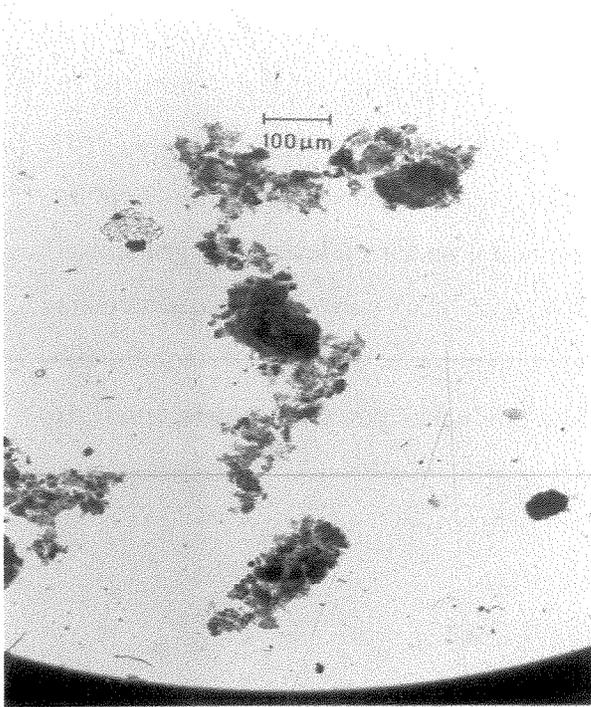


FIGURA 5.64 - Flocos do lodo anaeróbio do Filtro 01 (meio anel bambu e TDH = 7 h)

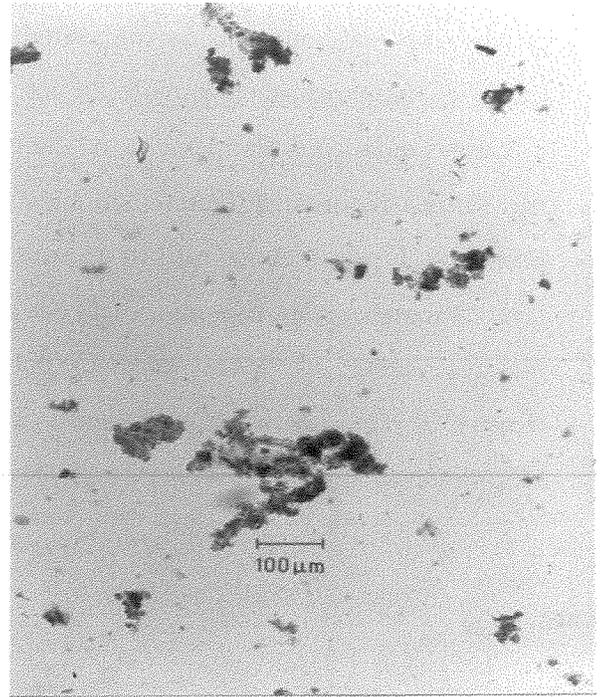
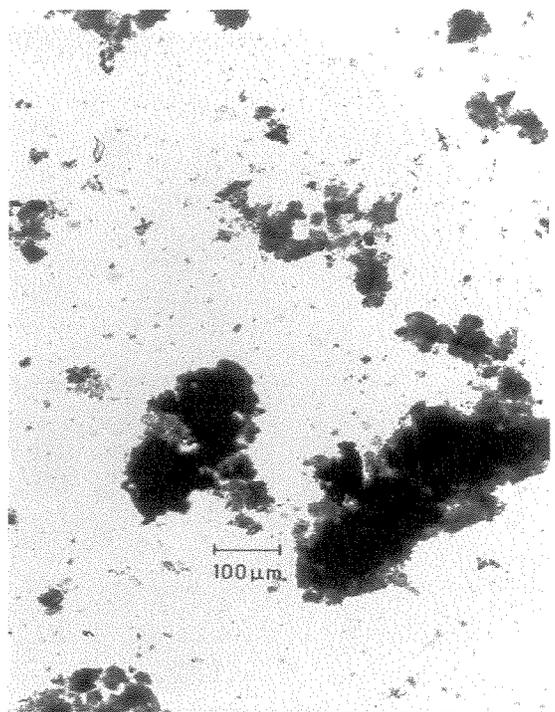
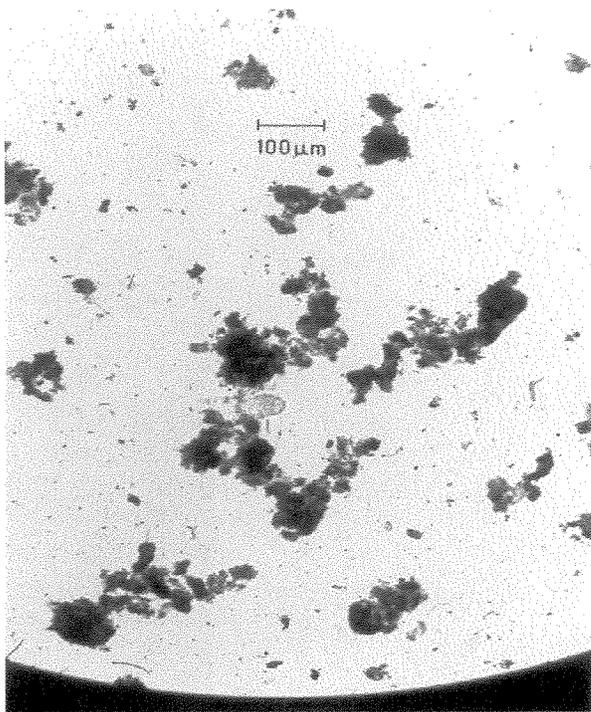


FIGURA 5.65 - Flocos do lodo anaeróbio do Filtro 02 (meio anel bambu e TDH = 9h)



Por meio das imagens obtidas das amostras de lodo foi possível observar a formação de flocos dispersos que se mantêm em suspensão nos reatores. No entanto estava previsto realizar, no final da monitoração dos filtros, mais uma caracterização do lodo biológico para conhecer a evolução da formação de grânulos no lodo nos reatores em diferentes condições de operação, no entanto devido as circunstâncias no período da coleta, não foi possível realizá-la antes do aumento no TDH para o início de operação de futuras pesquisas. É provável que o filtro 4 apresentaria um lodo granular ou levemente granular no final da monitoração, pois nas condições de operação com TDH baixo e conseqüentemente maiores vazões, os flocos dispersos poderiam se aglomerar e transformar em grânulos densos, devido ao maior atrito entre as partículas produzido por estas novas condições hidrodinâmicas.

6 CONCLUSÕES

Em função dos resultados obtidos para cada estudo específico, foram formuladas as seguintes conclusões:

6.1 PARTIDA

- O tempo considerado suficiente para o término da etapa de partida dos filtros variou de acordo com o parâmetro analisado. A evidência do término de partida, considerando o surgimento do equilíbrio na remoção de DQO e DBO, foi entre 74 a 159 dias de operação.
- Mesmo diante de um equilíbrio hidrodinâmico aparente dos reatores (com eficiência de remoção ao redor de 60% sem variações significativas em torno deste valor), um tempo maior foi considerado (192 dias de operação) para o término da partida, em função de uma produção considerável de alcalinidade parcial no interior do reator, garantindo o máximo de estabilidade diante de choques de carga orgânica e variações de pH que possam ocorrer durante a operação dos reatores.
- Considerando que foi utilizado inóculo para a partida dos filtros, sem conhecimento prévio das características da população bacteriana presente no lodo e sua capacidade de biodegradação e que os filtros foram operados com TDH baixo durante esse período para a adaptação da biomassa, o tempo para o término da partida dos reatores esteve próximo aos resultados encontrados em estudos realizados sobre partida de reatores.

6.2 DESEMPENHO

- Os valores de pH no efluente ao longo da altura dos filtros e no efluente final estiveram na faixa adequada para digestão anaeróbia, sem que houvesse necessidade de adição de compostos alcalinizantes, inclusive para o filtro 4, que foi operado com diminuição gradual no TDH.
- O desempenho dos filtros foi melhor tratando efluentes mais concentrados.
- O valor médio de concentração de DBO no efluente final foi 83 mg/L. A legislação ambiental normatiza um efluente com DBO inferior a 60mg/L, comprovando a necessidade de um pós tratamento para atender a legislação.
- Os valores de remoção de DQO apresentaram um aumento ao longo da altura dos filtros, na forma dissolvida e suspensa e na remoção de SST, onde a altura de 0,80 m de enchimento foi suficiente para produzir efluentes com 60 a 80% de remoção ao longo do tempo, tratando afluentes com concentração média DQO_{total} de 820 mg/L, com TCO média de 2,7 kgDQO/m³.dia.
- O gradiente de remoção de DQO e sólidos suspensos ao longo da altura dos filtros foi maior até aproximadamente a altura 40 cm, indicando que filtros anaeróbios com pouco altura de meio suporte apresentam desempenho adequado.
- Os filtros mostraram-se eficientes para remoção de sólidos sedimentáveis no decorrer do tempo, com concentração sempre menor que 1 ml/L, atendendo a Legislação Ambiental.
- A presença de lodo nas camadas inferiores do meio suporte (alturas 0, 10 e 20 cm em relação a grade suporte) influenciou na concentração de DQO_{total} e SST ao longo da

altura dos filtros, apresentando diminuição de 20 a 45% nos valores de remoção dos mesmos, porém os valores de remoção na saída final sempre mantiveram na faixa de 60 a 70%.

- Houve maior acumulação de lodo nas regiões inferiores do meio suporte, indicando uma significativa capacidade de retenção de biomassa, não ocorrendo arraste de sólidos pelo efluente, inclusive durante a operação do filtro 4, com TDH baixo.
- A eficiência de remoção de nitrogênio e fósforo foi pequena, e às vezes nula no decorrer da monitoração dos filtros, comprovando resultados obtidos por pesquisas anteriores que esse sistema não se mostra aplicável para tratamento terciário. Em alguns períodos houve aumento na concentração de nitrogênio amoniacal no efluente dos filtros, que foi decorrente do próprio metabolismo anaeróbico de degradação de matéria orgânica nitrogenada presente no afluente líquido.
- Os filtros com TDH menor (7 a 2 horas) apresentaram maior concentração de SST e DQO_{total} na altura 0 (altura da grade suporte), que o filtro com maior TDH (9 horas). O filtro operado com TDH menor, com maior vazão, possibilitou um maior arraste de lodo e conseqüentemente aumentou a concentração de DQO_{total} nesta região.
- O reator com TDH de 2 horas (antes do choque ácido) apresentou eficiência de remoção média de DQO total, DBO e SST de 74%, 71% e 72%, ou seja a diminuição gradativa do TDH não influenciou a estabilidade de desempenho ao longo da altura do reator.

6.3 CHOQUE ÁCIDO

- A diminuição brusca no valor de pH provocou uma redução na remoção de DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$ e SST, devido provavelmente a um decaimento na população de

microrganismos responsáveis pela degradação anaeróbia do efluente, sensíveis a mudanças nos valores de pH.

- O desempenho dos reatores em relação a remoção de DQO _{filtrada} foi o mais atingido, de forma mais imediata após o choque ácido, com a eficiência média de remoção caindo de 65% para 22%, com recuperação após 97 dias de operação. Por outro lado, o desempenho dos reatores em relação a remoção média de DQO _{total} apresentou queda somente após 36 dias do choque ácido, diminuindo de 65% para 47%, apresentando melhor recuperação.
- Após o choque ácido, o filtro onde ocorreu diminuição gradativa no TDH, apresentou maior perda de eficiência de remoção de SST, DQO e DBO que nos demais filtros, com TDH constante, exigindo maior tempo para o retorno do sistema ao equilíbrio.
- A ocorrência de sólidos para as camadas superiores do filtro anaeróbio, após o choque ácido, foi, provavelmente, decorrente de uma desestruturação biológica e física das partículas intersticiais (flocos biológicos) e do biofilme aderido ao meio suporte, responsáveis pela degradação biológica do efluente.

6.4 MEIO SUPORTE

- A utilização de anéis de bambu como meio suporte mostrou ser adequado e viável, apresentando eficiência semelhante àqueles encontrados na literatura para os vários tipos de materiais comumente empregados.
- O uso do bambu como meio suporte não requer padronização para o diâmetro dos gomos e/ou utilização apenas de anéis inteiros, pois as diferentes configurações não apresentaram diferença significativa na eficiência média de remoção de DQO_{total} e DQO_{filtrada}, de 60 a 74% e eficiência média de remoção de DBO na faixa de 60 a 67%.

- A degradação do anel inteiro de bambu se estabilizou após o primeiro ano de operação, com perda de resistência de 28,6% após 1 ano e 31,5% após 2 anos, apresentando menor perda de resistência ao longo do tempo que o meio anel, com valores de 16,7% e 42,9% após 1 e 2 anos de operação, respectivamente.

6.5 COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO

- O comportamento hidrodinâmico dos reatores com água, ou seja antes do início de operação com esgotos sanitários, apresentou uma tendência ao escoamento pistonado. Esse comportamento encontrado para os filtros comprova os resultados obtidos no estudo do desempenho em diferentes alturas dos filtros, onde verificou-se variação nas características do efluente ao longo da altura do filtro.

7 RECOMENDAÇÕES

- Acompanhar a formação e crescimento dos grânulos e flocos intersticiais, verificando possíveis mudanças em suas características.
- Dar continuidade no acompanhamento da resistência mecânica do bambu ao longo do tempo.
- Identificação dos microrganismos presentes no fundo falso cônico e no biofilme formado na parede do anel inteiro e meio anel de bambu.
- Estudar o desempenho dos filtros com alimentação escalonada.

ANEXOS

TABELA 5.1 Curva de condutividade versus concentração de NaCl utilizada no estudo hidrodinâmico dos filtros.

Conc. NaCl (%)	Const. célula	Condut. (mS)	Condut. (mS/cm)
0,01	1,025	0,22	0,226
0,02		0,44	0,451
0,05		1,10	1,128
0,10		2,13	2,183
0,20		4,16	4,264
0,30		6,10	6,253
0,40		7,94	8,139
0,50		9,95	10,199

Coef. Linear = 0,103

Coef. Angular = 20,276

Correlação = 0,9996

TABELA 5.2 Valores experimentais de concentração em função do tempo e valores normalizados obtidos no teste hidrodinâmico no filtro 04 (TDH=7horas, anel inteiro).

ti (min)	C (mg/L)	Ci (mg/L)	Co (Ci/Ci máx)	θ (ti/TDH)
		C (min) =222	Ci (máx) = 2018	TDH = 420 min.
0	222	0	0	0
30	227	5	0,00247770	0,07142857
60	233	11	0,00545094	0,14285714
90	246	24	0,01189296	0,21428571
120	265	43	0,02130823	0,28571429
150	282	60	0,02973241	0,35714286
180	300	78	0,03865213	0,42857143
210	325	103	0,05104063	0,50000000
240	355	133	0,06590684	0,57142857
270	390	168	0,08325074	0,64285714
300	450	228	0,11298315	0,71428571
330	530	308	0,15262636	0,78571429
360	690	468	0,23191278	0,85714286
390	1380	1158	0,57383548	0,92857143
420	2120	1898	0,94053518	1,00000000
450	2240	2018	1,00000000	1,07142857
480	2240	2018	1,00000000	1,14285714
510	2080	1858	0,92071358	1,21428571
540	2080	1858	0,92071358	1,28571429
570	1960	1738	0,86124876	1,35714286
600	1940	1718	0,85133796	1,42857143
630	1920	1698	0,84142716	1,50000000
660	1740	1518	0,75222993	1,57142857
690	1700	1478	0,73240833	1,64285714
720	1600	1378	0,68285431	1,71428571
750	1540	1318	0,65312190	1,78571429
780	1460	1238	0,61347869	1,85714286
810	1390	1168	0,57879088	1,92857143
840	1300	1078	0,53419227	2,00000000
870	1220	998	0,49454906	2,07142857
900	1100	878	0,43508424	2,14285714
930	1010	788	0,39048563	2,21428571
960	910	688	0,34093162	2,28571429
990	820	598	0,29633300	2,35714286
1020	740	518	0,25668979	2,42857143
1050	680	458	0,22695738	2,50000000
		ΣCi = 31693		

TABELA 5.3 Valores experimentais de concentração em função do tempo e valores normalizados obtidos no teste hidrodinâmico no filtro 04 (TDH=9horas, anel inteiro).

ti (min)	C (mg/L)	Ci (mg/L)	Co (Ci/Ci máx)	θ (ti/TDH)
		C (min) = 369	C i (máx) = 1671	TDH = 540 min.
0	370	1	0,00059844	0
30	365	-4	-0,00239378	0,05555556
60	375	6	0,00359066	0,11111111
90	370	1	0,00059844	0,16666667
120	365	-4	-0,00239378	0,22222222
150	375	6	0,00359066	0,27777778
180	362	-7	-0,00418911	0,33333333
210	385	16	0,00957510	0,38888889
240	392	23	0,01376421	0,44444444
270	440	71	0,04248953	0,50000000
300	450	81	0,04847397	0,55555556
330	460	91	0,05445841	0,61111111
360	480	111	0,06642729	0,66666667
390	510	141	0,08438061	0,72222222
420	505	136	0,08138839	0,77777778
450	490	121	0,07241173	0,83333333
480	1600	1231	0,73668462	0,88888889
510	2040	1671	1,00000000	0,94444444
540	1850	1481	0,88629563	1,00000000
570	1860	1491	0,89228007	1,05555556
600	1680	1311	0,78456014	1,11111111
630	1680	1311	0,78456014	1,16666666
660	1440	1071	0,64093357	1,22222222
690	1580	1211	0,72471574	1,27777778
720	1490	1121	0,67085577	1,33333333
750	1405	1036	0,61998803	1,38888889
780	1295	926	0,55415919	1,44444444
810	1260	891	0,53321364	1,50000000
840	1180	811	0,48533812	1,55555556
870	1140	771	0,46140036	1,61111111
900	1130	761	0,45541592	1,66666667
930	1060	711	0,42549372	1,72222222
960	1030	661	0,39557151	1,77777778
990	935	566	0,33871933	1,83333333
1020	850	481	0,28785159	1,88888889
1050	840	471	0,28186715	1,94444444
1080	775	406	0,24296828	2,00000000
1110	752	383	0,22920407	2,05555556
1140	705	336	0,20107720	2,11111111

continuação da TABELA 5.3

ti (min)	C (mg/L)	Ci (mg/L)	Co (Ci/Ci máx)	θ (ti/TDH)
		C (min) = 369	C i (máx) = 1671	TDH = 540 min.
1170	652	283	0,16935966	2,16666667
1200	630	261	0,15619390	2,22222222
1230	556	187	0,11190904	2,27777778
1260	556	187	0,11190904	2,33333333
1290	550	181	0,10831837	2,38888889

TABELA 5.4 Valores experimentais de concentração em função do tempo e valores normalizados obtidos no teste hidrodinâmico no filtro 03 (TDH=7 horas, meio bambu).

ti (min)	C (mg/L)	Ci (mg/L)	Co (Ci/Ci máx)	θ (ti/TDH)
		C (min) = 630	C i (máx) = 1570	TDH = 420 min.
0	690	60	0,03821656	0
30	630	0	0	0,07142857
60	710	80	0,05095541	0,14285714
90	720	90	0,05732484	0,21428571
120	730	100	0,06369427	0,28571429
150	750	120	0,07543312	0,35714286
180	740	110	0,07006369	0,42857143
210	775	145	0,09235669	0,50000000
240	790	160	0,10191083	0,57142857
270	830	200	0,12738854	0,64285714
300	860	230	0,14649682	0,71428571
330	1340	710	0,45222930	0,78571429
360	2040	1410	0,89808917	0,85714286
390	2200	1570	1,00000000	0,92857143
420	2110	1480	0,94267516	1,00000000
450	1860	1230	0,78343949	1,07142857
480	1630	1000	0,63694268	1,14285714
510	1580	950	0,60509554	1,21428571
540	1500	870	0,55414013	1,28571429
570	1410	780	0,49681529	1,35714286
600	1200	570	0,36305732	1,42857143
630	1160	530	0,33757962	1,50000000
660	1000	370	0,23566879	1,57142857
690	1100	470	0,29936306	1,64285714
720	975	345	0,21974522	1,71428571
750	900	270	0,17197452	1,78571429
780	860	230	0,14649682	1,85714286
810	835	205	0,13057325	1,92857143
840	790	160	0,10191083	2,00000000
870	750	120	0,07643312	2,07142857
900	720	90	0,05732484	2,14285714
930	628	-2	-0,00127389	2,21428571
960	645	15	0,00955414	2,28571429

TABELA 5.5 Valores experimentais de concentração em função do tempo e valores normalizados obtidos no teste hidrodinâmico no filtro 01 (TDH=9 horas, meio bambu).

ti (min)	C (mg/L)	Ci (mg/L)	Co (Ci/Ci máx)	θ (ti/TDH)
		C (min) = 644	C i (máx) = 1396	TDH = 540 min.
0	640	-4	-0,00286533	0
30	630	-14	-0,01002865	0,05555556
60	650	6	0,00429799	0,11111111
90	650	6	0,00429799	0,16666667
120	650	6	0,00429799	0,22222222
150	670	26	0,01862464	0,27777778
180	695	51	0,03653295	0,33333333
210	685	41	0,02936963	0,38888889
240	710	66	0,04727794	0,44444444
270	720	76	0,05444126	0,50000000
300	700	56	0,04011461	0,55555556
330	750	106	0,07593123	0,61111111
360	790	146	0,10458453	0,66666667
390	810	166	0,11891117	0,72222222
420	840	196	0,14040115	0,77777778
450	770	126	0,09025788	0,83333333
480	820	176	0,12607450	0,88888889
510	1620	976	0,69914040	0,94444444
540	2040	1396	1,00000000	1,00000000
570	2040	1396	1,00000000	1,05555556
600	1890	1246	0,89255014	1,11111111
630	1920	1276	0,91404011	1,16666667
660	1840	1196	0,85673352	1,22222222
690	1930	1286	0,92120344	1,27777778
720	1790	1146	0,82091691	1,33333333
750	1760	1116	0,79942693	1,38888889
780	1695	1051	0,75286533	1,44444444
810	1620	976	0,69914040	1,50000000
840	1580	936	0,67048711	1,55555556
870	1380	736	0,52722063	1,61111111
900	1420	776	0,55587393	1,66666667
930	1360	716	0,51289398	1,72222222
960	1300	656	0,46991404	1,77777778
990	1260	616	0,44126074	1,83333333
1020	1140	496	0,35530086	1,88888889
1050	1080	436	0,31232092	1,94444444
1080	1060	416	0,29799427	2,00000000

continuação da TABELA 5.5

ti (min)	C (mg/L)	Ci (mg/L)	Co (Ci/Ci máx)	θ (ti/TDH)
		C (min) = 644	C i (máx) = 1396	TDH = 540 min.
1110	1000	356	0,25501433	2,05555556
1140	950	306	0,21919771	2,11111111
1170	857	213	0,15257880	2,16666667
1200	750	106	0,07593123	2,22222222
1230	840	196	0,14040115	2,27777778
1260	758	114	0,08166189	2,33333333
1290	756	112	0,08022923	2,38888889

TABELA 5.6 Valores de variância das curvas experimentais obtidos no teste hidrodinâmico no filtro 04 (TDH=7horas, anel inteiro).

ti (min)	Ci (mg/L)	ti.Ci (min)	ti ² .Ci (min ²)	cumulativo
	C(min)=222			
0	0	0	0	0,00
30	5	150	4500	0,00
60	11	660	39600	0,00
90	24	2160	194400	0,01
120	43	5160	619200	0,04
150	60	9000	1350000	0,09
180	78	14040	2527200	0,16
210	103	21630	4542300	0,26
240	133	31920	7660800	0,42
270	168	45360	12247200	0,65
300	228	68400	20520000	0,99
330	308	101640	33541200	1,49
360	468	168480	60652800	2,33
390	1158	451620	176131800	4,58
420	1898	797160	334807200	8,54 T10≈430
450	2018	908110	408645000	13,06 Tp = 450
480	2018	968640	464947200	17,87
510	1858	947580	483265800	22,59
540	1858	1003320	541792800	27,57
570	1738	990660	564676200	32,50
600	1718	1030800	618480000	37,63
630	1698	1069740	673936200	42,95
660	1518	1001880	661240800	47,93
690	1478	1019820	703675800	53,00
720	1378	992160	714355200	57,94
750	1318	988500	741375000	62,85
780	1238	965640	753199200	67,65
810	1168	946080	766324800	72,36
840	1078	905520	760636800	76,86
870	998	868260	755386200	81,18
900	878	790200	711180000	85,11
930	788	732840	681541200	88,75 T90≈945
960	688	660480	634060800	92,04
990	598	592020	586099800	94,,98
1020	518	528360	538927200	97,61
1050	458	480900	504945000	100,00
ΣCi = 31693		Σti.Ci=20108880	Σti².Ci=1,3924E+10	

TABELA 5.7 Valores de variância das curvas experimentais obtidos no teste hidrodinâmico no filtro 04 (TDH=9horas, anel inteiro).

ti (min)	Ci (mg/L)	ti.Ci (min)	ti ² .Ci (min ²)	cumulativo
	C(min)=369			
0	1	0	0	0,00
30	-4	-120	-3600	0,00
60	6	360	21600	0,00
90	1	90	8100	0,00
120	-4	-480	-57600	0,00
150	6	900	135000	0,01
180	-7	-1260	-226800	0,00
210	16	3360	705600	0,02
240	23	5520	1324800	0,05
270	71	19170	5175900	0,16
300	81	24300	7290000	0,31
330	91	30030	9909900	0,48
360	111	39960	14385600	0,72
390	141	54990	21446100	1,04
420	136	57120	23990400	1,37
450	121	54450	24502500	1,69
480	1231	590880	283622400	5,16
510	1671	852210	434627100	10,17 T10=510
540	1481	799740	431859600	14,86 Tp =510
570	1491	849870	484425900	19,85
600	1311	786600	471960000	24,47
630	1311	825930	520335900	29,32
660	1071	706860	466527600	33,47
690	1211	835590	576557100	38,37
720	1121	807120	581126400	43,11
750	1036	777000	582750000	47,68
780	926	722280	563378400	51,92
810	891	721710	584585100	56,15
840	811	681240	572241600	60,15
870	771	670770	583569900	64,09
900	761	684900	616410000	68,11
930	711	661230	614943900	71,99
960	661	634560	609177600	75,72
990	566	560340	554736600	79,01
1020	481	490620	500432400	81,89
1050	471	494550	519277500	84,79
1080	406	438480	473558400	87,37
1110	383	425130	471894300	89,86 T90≈1100
1140	336	383040	436665600	92,11

continuação da TABELA 5.7

ti (min)	Ci (mg/L)	ti.Ci (min)	ti ² .Ci (min ²)	cumulativo
1170	283	331110	387398700	94,06
1200	261	313200	375840000	95,90
1230	187	230010	282912300	97,25
1260	187	235620	296881200	98,63
1290	181	233490	301202100	100,00
$\Sigma Ci = 22999$ $\Sigma ti.Ci=17032470$ $\Sigma ti^2.Ci=1,3688E+10$				

TABELA 5.8 Valores experimentais de concentração em função do tempo e valores normalizados obtidos no teste hidrodinâmico no filtro 03 (TDH=7 horas, meio bambu).

ti (min)	Ci (mg/L)	ti.Ci (min)	ti ² .Ci (min ²)	cumulativo
C(min)= 630				
0	60	0	0	0,00
30	0	0	0	0,00
60	80	4800	288000	0,07
90	90	8100	729000	0,18
120	100	12000	1440000	0,35
150	120	18000	2700000	0,61
180	110	19800	3564000	0,89
210	145	30450	6394500	1,32
240	160	38400	9216000	1,87
270	200	54000	14580000	2,64
300	230	69000	20700000	3,62
330	710	234300	77319000	6,95 T10≈340
360	1410	507600	182736000	14,16 Tp =390
390	1570	612300	238797000	22,87
420	1480	621600	261072000	31,70
450	1230	553500	249075000	39,57
480	1000	480000	230400000	46,39
510	950	484500	247095000	53,28
540	870	469800	253692000	59,95
570	780	444600	253422000	66,27
600	570	342000	205200000	71,13
630	530	333900	210357000	75,88
660	370	244200	161172000	79,35
690	470	324300	223767000	83,96
720	345	248400	178848000	87,49
750	270	202500	151875000	90,37 T90=750
780	230	179400	139932000	92,92
810	205	166050	134500500	95,28
840	160	134400	112896000	97,19
870	120	104400	90828000	98,67
900	90	81000	72900000	99,82
930	-2	-1860	-1729800	99,80
960	15	14400	13824000	100,00
ΣCi = 14668 Σti.Ci=7035840 Σti².Ci=0,3748E+10				

TABELA 5.9 Valores experimentais de concentração em função do tempo e valores normalizados obtidos no teste hidrodinâmico no filtro 01 (TDH=9 horas, meio bambu).

ti (min)	Ci (mg/L)	ti.Ci (min)	ti ² .Ci (min ²)	cumulativo
C (min) = 644				
0	-4	0	0	0,00
30	-14	-420	-12600	0,00
60	6	360	21600	0,00
90	6	540	48600	0,00
120	6	720	86400	0,01
150	26	3900	585000	0,03
180	51	9180	1652400	0,09
210	41	8610	1808100	0,14
240	66	15840	3801600	0,24
270	76	20520	5540400	0,37
300	56	16800	5040000	0,47
330	106	34680	11543400	0,69
360	146	52560	18921600	1,02
390	166	64740	25248600	1,42
420	196	82320	34574400	1,93
450	126	56700	25215000	2,28
480	176	84480	40550400	2,81
510	976	497760	253857600	5,90
540	1396	753840	407073600	10,59 T10≈540
570	1396	795720	453560400	15,53 Tp =570
600	1246	747600	448560000	20,18
630	1276	803880	506444400	25,17
660	1196	789360	520977600	30,08
690	1286	887340	612264600	35,59
720	1146	825120	594086400	40,72
750	1116	837000	627750000	45,92
780	1051	819780	639428400	51,01
810	976	790560	640353600	55,92
840	936	786240	660441600	60,81
870	736	640320	557078400	64,79
900	776	698400	628560000	69,13
930	716	665880	619268400	73,27
960	656	629760	604569600	77,18
990	616	609840	603741600	80,97
1020	496	505920	516038400	84,11
1050	436	457800	480690000	86,96
1080	416	449280	485222400	89,75 T90=1080

continuação da TABELA 5.9

ti (min)	Ci (mg/L)	ti.Ci (min)	ti ² .Ci (min ²)	cumulativo
C (min) = 644				
1110	356	395160	438627600	92,20
1140	306	348840	397677600	94,37
1170	213	249210	291575700	95,92
1200	106	127200	152640000	96,71
1230	196	241080	296528400	98,21
1260	114	143640	180986400	99,10
1290	112	144480	186379200	100,00
	ΣCi = 21480	Σti.Ci=16092840	Σti².Ci=1,2979E+10	

TABELA 5.10 Dados obtidos da área da seção dos anéis de bambu utilizados para o teste com as respectivas cargas de compressão máxima aplicadas durante o ensaio realizado antes da operação dos filtros.

Anel de Bambu				½ anel de Bambu			
Amostras	Compressão Kg	Área cm ²	Tensão kg/cm ²	Amostras	Compressão kg	Área cm ²	Tensão kg/cm ²
1	4250	3,7	1149	1	2050	2,3	891
2	1625	2,9	560	2	1250	1,5	833
3	2450	1,7	1441	3	2000	1,8	1111
4	2300	1,9	1211	4	1500	2,7	556
5	4500	5,2	865	5	810	1,8	450
6	2680	2,6	1031	6	1050	0,8	1313
7	2250	1,4	1607	7	1640	1,6	1025
8	2850	3,3	864	8	1250	1,2	1042
9	2850	2,8	1018	9	1120	0,7	1600
10	2850	2,9	983	10	1300	0,8	1625
11	1600	1,9	842				

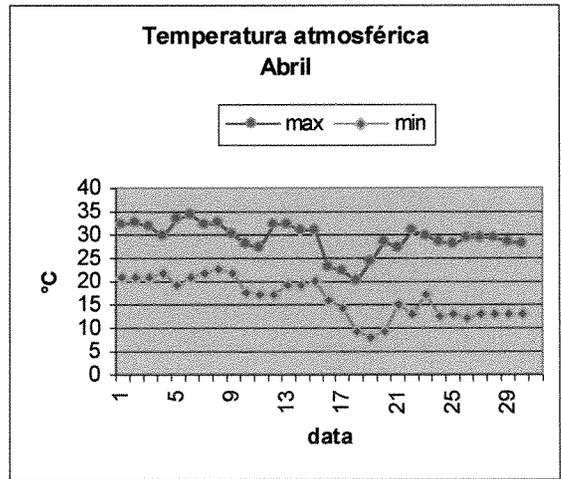
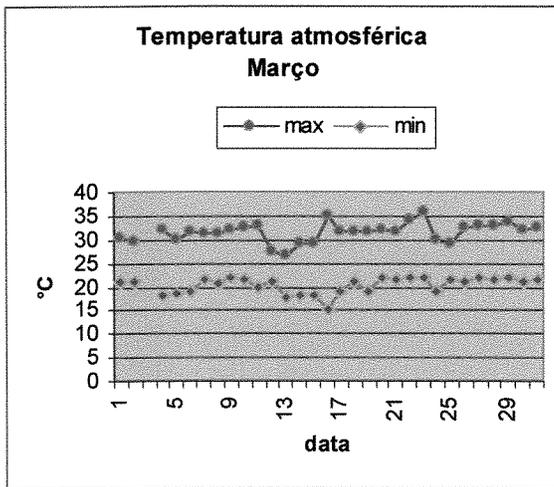
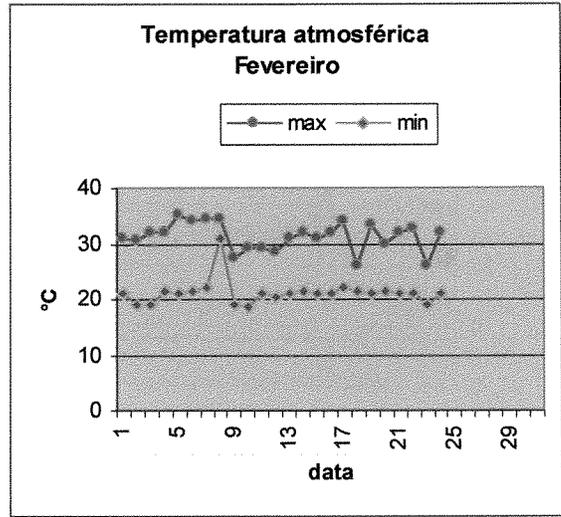
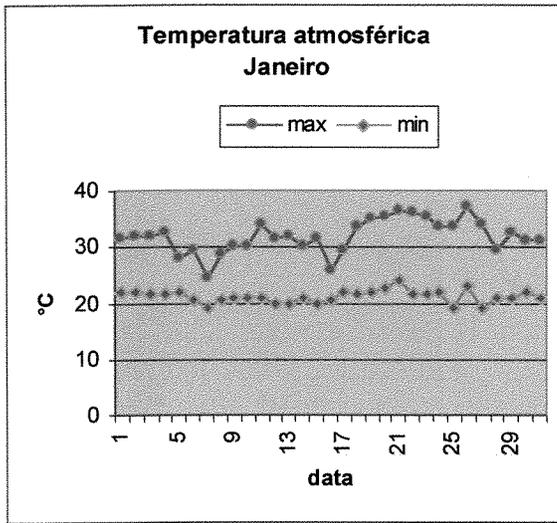
TABELA 5.11 Dados obtidos da área da seção dos anéis de bambu utilizados para o teste com as respectivas cargas de compressão máxima aplicadas durante o ensaio realizado 1 ano após o início da operação dos filtros.

Anel de Bambu				½ anel de Bambu			
Amostras	Compressão Kg	Área cm ²	Tensão kg/cm ²	Amostras	Compressão kg	Área Cm ²	Tensão kg/cm ²
1	2375	4,4	537	1	1875	2,0	938
2	3025	4,0	766	2	1125	1,0	1125
3	1575	2,4	645	3	900	1,2	750
4	1250	2,3	548	4	1125	1,9	592
5	2750	2,45	1122	5	875	1,0	875
6	2000	2,7	741	6	1500	2,3	652
7	1875	2,2	852	7	875	1,0	875
8	2500	3,2	794	8	1500	1,3	1154

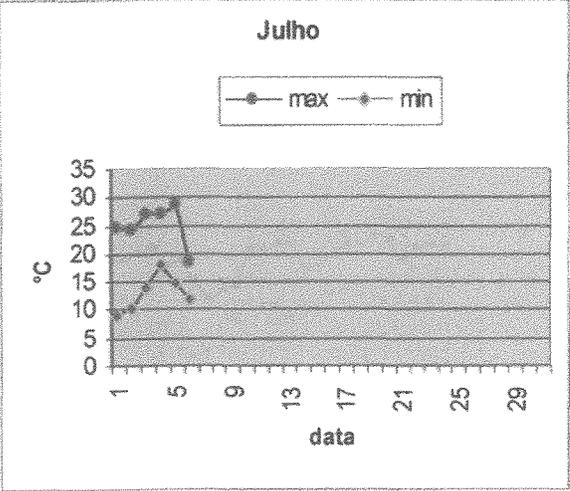
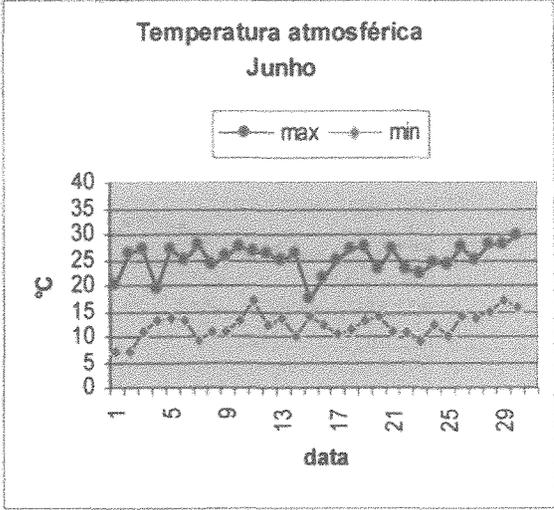
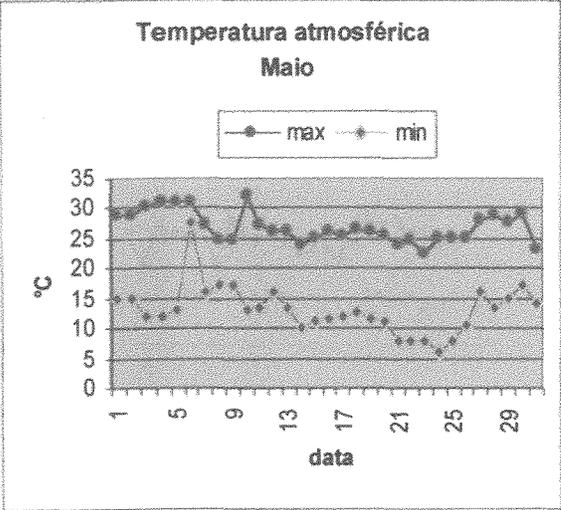
TABELA 5.12 Dados obtidos da área da seção dos anéis de bambu utilizados para o teste com as respectivas cargas de compressão máxima aplicadas durante o ensaio realizado 2 anos após o início de operação dos filtros.

Anel de Bambu				½ anel de Bambu			
Amostras	Compressão Kg	Área cm ²	Tensão kg/cm ²	Amostras	Compressão Kg	Área cm ²	Tensão kg/cm ²
1	1710	2,9	596	1	445	0,5	890
2	4950	6,3	786	2	615	1,3	473
3	1200	2,2	545	3	1325	2,1	631
4	2650	3,3	803	4	1400	2,4	583
5	2525	3,1	815	5	625	1,7	368
6	1450	1,8	806	6	1200	1,9	632
7	1150	1,2	958	7	810	1,3	623
8	2275	3,8	599	8	1200	2,0	600
9	1325	3,1	427	9	1075	1,9	566
10	2250	2,6	865	10	1250	2,1	595
11	1850	2,5	740				

FIGURA 5.1 Temperatura atmosférica máxima e mínima nos períodos quente e frio (janeiro a julho)



Continuação da FIGURA 5.1 Temperatura atmosférica máxima e mínima no períodos quente e frio (janeiro a julho).



REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALONSO, M. S. Stability of anaerobic filters packed with different materials **Biotechnology Letters**, Argentina, v. 18, n.3, p.315-320, 1996.
- APHA, **Standard Methods for Examination of Water and Wastewater**. 19th ed., Washington, 1995
- BACHMANN A.; BEARD V.L.; McCARTY P.L. Comparison of fixed-film reactors with a modified sludge blanket reactor. **Proceedings First International Conference on Fixed-Film Ecological Process**, Ohio, USA: Corps of Engineers, 1982., v.2.
- BARBOSA, R.A.; SANT'ANNA JR., G.L. Treatment of raw domestic sewage in an UASB reactor. **Water Research**, v.23, n.12, p.1483-1490. 1989.
- BORJA Rafael; BANKS Charles J. Treatment of Palm Oil Mill Effluent by Upflow Anaerobic Filtration. **J.Chem. Tech. Biotechnol**, v.61, p.103-109. 1994.
- BRITO, E.R. ; PINHO, P.S.; RIBEIRO, A. Prolegômenos do filtro biológico de bambu. **In: Anais do 9º Congresso de Engenharia Sanitária**, ABES, Belo Horizonte, MG.
- CABRAL, Ariuska Karla Amorim. **Caracterização hidrodinâmica de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF)**. São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, 1995. Dissertação (Mestrado) - Universidade de São Paulo, USP, 1995.

- CAMPOS, José Roberto, RODRIGUES, B. A. dos Santos, FORESTI, E. Emprego de filtro anaeróbio para tratamento de efluentes líquidos de indústrias de conservas de carne. **Revista DAE**, v. 46, n.144, p. 77-81, março 1986.
- CAMPOS, José Roberto, DIAS, Heloísa Gomes. Potencialidade do filtro anaeróbio. **Revista DAE**, v. 49, n.154, p. 29-33, jan./mar. 1989.
- CAMPOS J.R. Biomassa Fixa: Reatores Anaeróbios. **In: III Taller Y Seminario Latino Americano sobre Tratamiento Anaeróbio de Águas Residuales.** Montevideo, 1994. p. 169-183.
- CAMPOS J. R. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** cap. 2 e 5, 1 ed., Rio de Janeiro: ABES, 1999. 464 p.
- CARTER, John L.; BILLS Russ; YOUNGER Bruce. Using anaerobic filter to treat soft-drink bottling wastewater **Water Environment & Technology**, v. 4, n.6, p. 66-69, jun./1992.
- CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. **Reatores anaeróbios.** 1 ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFMG, 1997. 245 p.
- CONAMA. **Resolução n. 20.** Conselho Nacional do Meio Ambiente. Ministério do Desenvolvimento Urbano e Meio Ambiente. 1986.
- COPAM. **Deliberação Normativa n. 10.** Conselho de Política Ambiental de Minas Gerais. 1986.
- COUTO, Luiz Carlos Costa. **Filtro anaeróbio com bambu para tratamento de esgotos domésticos.** Campinas: Faculdade de Engenharia civil - UNICAMP, 1992. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia civil, UNICAMP, 1992.

- DALTRO FILHO, José; POVINELLI, Jurandy. Desempenho do sistema decanto-digestor filtro anaeróbio de camada suporte reduzida, para o tratamento de esgotos sanitários. **In: Anais do Vigésimo Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária, ABES, Belém, p.226-239, 1989.**
- DENBICH, K.G.; TURNER, J.C.R. **Chemical Reactor Theory.** 3 ed., Cambridge University Press. p.81-110. 1984.
- de NARDI, Ivana Ribeiro. **Influência das características do traçador nas curvas de distribuição de tempos de residência em reator anaeróbio horizontal e leito fixo (RAHLF).** São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, 1997. Dissertação (Mestrado) - Universidade de São Paulo, USP, 1997.
- DiLALLO, R.; ALBERTSON, O.E. Volatile acids by direct titration. **Journal Water Pollution Control Federation**, v. 33, n. 4, p. 356-365. 1961.
- FIGUEIREDO, R.F., CORAUCCI, F.B., NOUR, E.A.A, SANTOS, V.F. Tratamento de um efluente industrial pelo processo do filtro anaeróbio. **Revista Bio**, Ano II(2), p. 63-66, Abr/Jun. 1989.
- FORESTI, E.; DI BERNARDO, L.; CAMPOS, J.R. Filtro anaeróbio piloto para tratamento das águas residuárias de uma indústria de conservas de carne. **In: XVI Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária, 1978, Santo Domingo, República Dominicana.**
- GROBICKI, A.; STUCKEY, D.C. Hydrodynamic characteristics of the Anaerobic Baffled Reactor. **Water Research**, v.26, n.3, p. 371-378.
- HARPER, S.R.; ROSS, C.C.; VALENTINE, G.E.; POHLAND, F.G. Pretreatment of poultry processing wastewater in a pilot-scale anaerobic filter. **Water Science Technology, USA**, v.22, n.9, p. 9-16, 1990.

- HULSHOFF POL, L.W.; ZEEUW, W.; DOLFING, J.; LETTINGA, G. **Start-up and sludge granulation in UASB-reactors** Agricultural University, Department Water Pollution Control, De Dreyen, Netherland, 1983.
- INAMORI, Y.; SUDO, R.; GODA, T. Domestic sewage treatment using na anaerobic biofilter with na aerobic biofilter **Water Science Technology**, Tokyo, v.18, p.209-216, 1986.
- KOBAYASHI, H. A.; STENSTROM, M. K.; MAH, R.A. Treatment of low strength domestic wastewater using the anaerobic filter. **Water Research**, v. 17, n.8, p. 903-909, 1983.
- LEME, Francilio Paes. **Engenharia do saneamento ambiental**. Rio de Janeiro: Segrac, 1982. 211 p.
- LETTINGA G. ; van VELSEN A.F..M.; HOBMA S.W.; ZEEUW W.; KLAPWIJK A. Use of the Upflow Blanket Tretmente (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment Especially for Anaerobic Treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 22, p. 609-732, 1980.
- LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas**. São Paulo: Edgard Blucher Ltda, 1974. 1926p. v.2: Cálculo de reatores.
- McCARTY P.L.; SMITH D.P. Anaerobic Wastewater Treatment **Environmental Science Technology**, v.20, n.12, p.1200-1206, 1986
- MENDEZ, Ramon; LEMA, Juan M.; SOTO, Manuel Treatment of seafood-processing wastewater in mesophilic and thermophilic anaerobic filters **Water Environment Research**, v.67, n.1, p.33-44, 1995.

- METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse.** Rio de Janeiro: New Delhi, Tata Mc Graw-Hill, 1991. 1334 p.
- NOYOLA, A. Y.; MONROY, O. Experiencias y perspectivas del tratamiento anaerobio en México. **In: III Taller y Seminario Latinoamericano de Tratamiento de Aguas Residuales**, Uruguay, 1984. P. 331-340.
- PAULA JUNIOR, Durval Rodrigues; FORESTI, Eugenio Tratamento líquidos de agroindústria de conservas alimentícias: uso de filtro anaeróbico. **In: Anais do XXII Congresso Brasileiro de Engenharia Agrícola**, 1993, Ilhéus, Bahia.
- PINTO, J. D. S.; CHERNICHARO, C., A. L. Escória de alto forno: uma nova alternativa de meio suporte para filtros anaeróbico. **In: Anais do III Simpósio Ítalo-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**, ABES/ANDIS/AIDIS, 1996, Gramado, Rio Grande do Sul.
- PLUMMER, Jr. A.H.; MALINA, J.F.; ECKENFELDER, Jr. W.W. Estabilization of a low solids carbohydrate waste by an anaerobic submerged filter **Proc. 23rd Ind. Wastes Conf. Purdue univ.**, p. 462-473, 1968.
- PRASERTSAN, P.; JUNG, S.; BUCKLE, K.A., Anaerobic filter treatment of fishery wastewater **World Journal of Microbiology & Biotechnology**, v.10, p.11-13, 1994.
- REBHUM, M.; ARGAMAN, Y. Evaluation of hydraulic efficiency of sedimentation basis **ASCE Journal of Sanitary Engineering**, v. 91, n. 5, p.37-45, 1965.
- RECH, C.M.; CARVALHO, J.L. Análises microbiológicas para acompanhamento da granulação em reatores UASB tratando esgoto doméstico. **In: Anais do 17^o Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Natal, 1993, p.731-742.

- RIEMER, M. HOLM, KRISTENSEN G., MAN Ad de Residence time distribution in submerged biofilters. **Water Research**, v.14, p. 949-958. 1980
- RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, v.58, n.5, p. 406-411. 1986.
- SANCHEZ HERNANDEZ, E.P. Torula yeast wastewater treatment by downflow anaerobic filters **Bioresource Technology**, Cuba, v.40, p.163-166, 1992.
- SHAH, Y.T.; STIEGEL, G.L.; SHARMA, M.M. Backmixing in gas-liquid reactors. **AICHE Journal**. V.24,p.369-400. 1978.
- SHOW, Kuan-Yeow; TAY, Joo-Hwa Influence of support media on biomass growth and retention in anaerobic filters **Water Research**. Singapura, v.33, n.6, p. 1471-1481, 1999.
- SILVERIO, C.M.; ANGLO, P.G.; MONTERO, G.V.; PACHECO, Ma.V.; ALAMIS, Ma.L.; LUIS, Jr. V.S. Anaerobic treatment of distillery slops using na upflow anaerobic filter reactor **Process Biochemistry**, Filipinas, 1986.
- SMITH, J.M. **Chemical Engineering Kinetics**. 2 ed. Tokio: editora Mcgrow-Hill Kogakusha, 1970.
- SONG, Ki-Ho ; YOUNG, J.C. Media designs for fixed bed filters. **J. Water Pollution Control Federation**, v.58, n. 2, p. 115-121, 1986.
- SPEECE R.E. **Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater**. Tennessee EUA: Archae Press, 1996. 394 p.

- TRITT, W.P.; ZADRAZIL, F.; HARTMANN; SCHWARZ, S. Bamboo as a support material in anaerobic reactors. **World Journal of Microbiology and Biotechnology**. Germany, v. 9, p. 229-232, 1993.
- VALLEJOS, Maria Helena Herrera. **Operação e monitoramento da partida de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), tratando esgotos sanitários**. São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos - USP, 1997. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos - USP, 1997.
- VAN DEN BERG L.; LENTZ C.P. Comparison between up and downflow anaerobic fixed film reactors of varying surface to volume ratios for the treatment of bean blanching waste. **In:39 th Purdue U. Conference**. 1985. p.319-325.
- van HAANDEL, A.C., G, LETTINGA **Tratamento anaeróbio de esgotos - "Um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande, 1994. 240 p.
- VIEIRA, Sonia M.M.; SOBRINHO, Pedro Alem. Resultados de operação e recomendações para o projeto de sistema de decanto-digestor e filtros anaeróbio para tratamento de esgotos sanitários. **Revista DAE**, n.154, p. 51-57, dez. 1983.
- VIRARAGHAVAN, T.; KIKKERI, S.R. Dairy wastewater treatment using anaerobic filters **Canadian Agricultural Engineering**, USA, set./1990.
- VON SPERLING, Marcos **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Minas Gerais: Segrac, 1995. 211 p.
- VON SPERLING, Marcos **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Minas Gerais: Segrac, 1996. 209 p.

- WILKIE, A.; COLLERAN, E. Start-up of anaerobic filters containing different support materials using pig slurry supernatant. **Biotechnology Letters** v.6, n.11, p.735-740, 1984.
- YOUNG, James C. Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters **Water Science Technology**, USA, v.24, n.8, p. 133-155, 1991.
- YOUNG, James C.; YANG, Byung S. Design considerations for full-scale anaerobic filters **Journal Water Pollution Control Federation**, v.61, n.9, 1989. YOUNG, H.W. & YOUNG, J.C. Hydraulic characteristics of upflow anaerobic filters **Journal Water Pollution Control Federation**, USA, v. 114, n.3, p. 621-638, 1988.
- YOUNG, James C.; McCARTY Perry L. The Anaerobic Filter for waste treatment. **Journal WPCF**. v. 41, n. 5, p. 161-172, mai./1969.
- YOUNG H. W.; YOUNG J.C. Hydraulic Characteristics of Upflow Anaerobic Filters. **Journal of Environmental Engineering**. v.114, p.621-637. 1988.
- ZANELLA, L. **Partida de um reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário**, Dissertação de mestrado - Campinas: Universidade Estadual de Campinas, Unicamp, 1999, 118 p.
- ZEHNDER, A.J.B. **Biology of Anaerobic Microorganisms**. Wiley Series in Ecological na applied Microbiology, John Wilwy & Sons, 1988. 872p.

ABSTRACT

Camargo, Sandra A. R. Anaerobic filter with support media of bamboo for sewage treatment: start-up and operation. Campinas, Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas, 2000. 182 pág. Dissertação de Mestrado.

Four pilot-scale upflow anaerobic filters containing whole and half bamboo rings were operated with initial hydraulic retention times (HRT) of 9 and 7 hours, in the treatment of municipal wastewater. The start-up period conclusion, with addition of septic sewage seeding material, was between days 74 and 159 of operation, when COD and BOD removal efficiencies were on the order of 60%, what didn't change significant by afterwards. Along the time of filter monitoring, COD and BOD removal efficiencies were on the order of 60 to 80%, when the highest removal value occurred when the influent was more concentrated. The performance of one filter was also evaluated with HRT decreasing values (9 at 2 hours), obtaining good performance with low HRT. In day 562 of operation an acid shock happened, decreasing the influent pH to 1.9, resulting in lower COD, BOD and SST removal efficiency of about 20%, 40%, 30%, and 15%, respectively. After 2 to 3 months of operation, the filters performance came back to the values obtained before the acid shock, varying the time of recovery for each parameter of the analyzed reactor, where the filtered COD removal rate was lower with less recovery capacity. The filter with smaller TDH (2 hours), needed longer time to come back to performance before acid shock. Also filters hydrodynamic behavior study with water was performed, using NaCl as a tracer. It was verified that the reactors real flow presented a tendency to plug flow, that is characterized by presenting variation of the concentration in the axial direction. That behavior found for the filters matches the results obtained in the different heights performance study, where variation was verified in the quality of the influent along the height of the filters, with increase of COD and BOD removal efficiency in the effluent collected in the lateral exits from 0 to 80 cm relatively to the false bottom. Whole and half bamboo rings samples were analyzed, through a mechanical compression test, and it was verified stability in the whole bamboo rings degradation after the first year of operation of the filters, with decrease of 28.6% and 31.5% after 1 and 2 years of use, respectively.

Keywords: anaerobic filter, start-up, performance, support media of bamboo, sewage