

Concepção, Construção e Operação de Reator Anaeróbio
de Leito Expandido, em Escala Real, para
Tratamento de Esgoto Sanitário

José Almir Rodrigues Pereira



Tese apresentada à Escola de Engenharia
de São Carlos, da Universidade de São
Paulo, como parte dos requisitos para
obtenção do título de Doutor em
Hidráulica e Saneamento

ORIENTADOR: Prof. Dr. José Roberto Campos

São Carlos
2000

Class.	TESE-EESC
Curr.	14269
Tombo	024/00

311 0000 8560

SYS 1071637

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca – EESC/USP

P436c Pereira, José Almir Rodrigues
 Concepção, construção e operação de reator
 anaeróbico de leito expandido, em escala real, para
 tratamento de esgoto sanitário / José Almir Rodrigues
 Pereira. -- São Carlos, 2000.

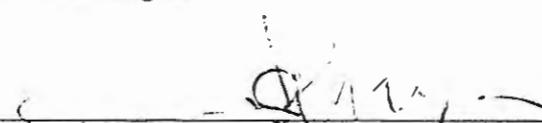
 Tese (Doutorado) -- Escola de Engenharia de São
 Carlos-Universidade de São Paulo, 2000.
 Área: Hidráulica e Saneamento.
 Orientador: Prof. Dr. José Roberto Campos.

 1. Biofilme. 2. Escala real. 3. Esgoto sanitário.
 4. Leito expandido. 5. Reator anaeróbico. I. Título.

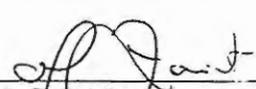
FOLHA DE APROVAÇÃO

Candidato: Engenheiro **JOSÉ ALMIR RODRIGUES PEREIRA**

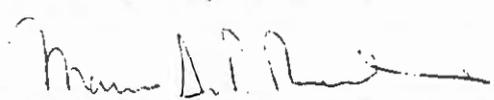
Tese defendida e aprovada em 14.01.2000
pela Comissão Julgadora:



Prof. Tit. **JOSÉ ROBERTO CAMPOS (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)



Prof. Dr. **MARCELO ZAIAT**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)



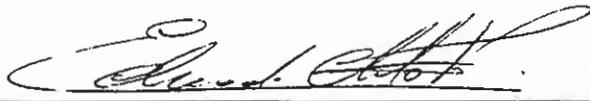
Prof. Dr. **MARCO ANTONIO PENALVA REALI**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)



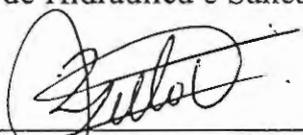
Prof. Dr. **EDSON APARECIDO ABDUL NOUR**
(UNICAMP - Universidade Estadual de Campinas)



Prof. Dr. **ROQUE PASSOS PIVELI**
(Faculdade de Saúde Pública - Universidade de São Paulo)



Prof. Assoc. **EDUARDO CLETO PIRES**
Coordenador da Área de Hidráulica e Saneamento



Prof. Assoc. **RENATO VAIRO BELHOT**
Presidente da Comissão de Pós-Graduação da EESC
Em Exercício

Ao meu pai, em memória,
à minha mãe e à minha esposa.

AGRADECIMENTOS

Primeiro eu quero agradecer a Deus e à padroeira dos paraenses, Nossa Senhora de Nazaré, pelas incontáveis vezes em que fui ajudado ao longo dessa jornada.

O meu agradecimento aos funcionários e dirigentes das instituições que possibilitaram a realização dessa pesquisa, no caso à Universidade Federal do Pará - UFPA, pela minha liberação; à Universidade de São Paulo, pela minha aceitação como aluno; ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico - CNPQ, pela bolsa concedida; à Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo - FAPESP, pelos recursos para construção do sistema experimental; e ao Programa de Pesquisa em Saneamento Básico - PROSAB, pelos recursos para as atividades laboratoriais.

Aos colegas da Companhia de Saneamento do Pará, devo o despertar para o saneamento. Por todos cito, em memória, o Eng^o Norival de Silva Moraes, que sempre me orientou e incentivou a estudar; e o técnico Manoel Gonçalves Filho, que muito me ensinou das atividades práticas de operação e manutenção de sistemas de esgotamento sanitário.

Ao prof. Alcionildes dos Santos Siqueira, representando todos os colegas e funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Universidade Federal do Pará, o meu muito obrigado pelas lições e incentivo que recebi durante a realização do curso.

A todos os professores, funcionários, técnicos dos laboratórios e colegas do programa de pós-graduação da EESC-USP, devo a atenção e ajuda inestimáveis. Em especial gostaria de citar os professores Eugênio Foresti, Harry E. Sculz, Rosana F. Vazzoler, Maria do Carmo Calijuri, Valdir Schalch, Luiz Di Bernardo, Luis A. Daniel e Marcos P. Reali, pelos ensinamentos; a Márcia, Cecília, Valderez, Sá, Pavi, Flávia, Roberto e Rose, pela educação no atendimento; e ao Francisco, Paulo, Cidinha, Dona Beth, Eliane e Júlio pela colaboração durante o experimento.

Tenho de ressaltar as oportunidades, lições e incentivos que recebi do prof. Dr. José Roberto Campos, pois como seu aluno tive estímulo para debater e liberdade para discordar, não me sendo impostas idéias, mas sim me sendo propiciado o aprendizado reflexivo, o qual foi facilitado pelo seu amplo conhecimento técnico e vasta experiência.

A todos os que participaram na construção da ETE Experimental, em especial ao Anselmo Bianchi, Sérgio Faceiro e Alexandre Campos da empresa COMASA, pela inestimável ajuda que recebi durante toda a fase experimental.

Aos meus colegas de pesquisa Neyson Martins Mendonça, Cristiano Luchesi Niciura, Marco Antonio Silva por termos formado uma equipe coesa, na qual a responsabilidade e dedicação estiveram presentes em todos os momentos. Também agradeço ao Rogério Gomes Penetra, pela colaboração nas atividades dos perfis e do sistema de flotação; e a Dra. Eloisa Pozzi Gianoti, pela grande ajuda nas fotografias da biomassa aderida.

Aos casais amigos Carlos Velez e Diana Cadavid, Jader e Ruth Leite, André e Lia Santos, Nicolau e Gláucia Crispino, Alberto e Márcia da Costa pela amizade e momentos alegres.

Aos meu sogros Alberto e Leda, minha cunhada Rita e meu sobrinho Edgar por sempre me incentivarem e demonstrarem que, de fato, eu ganhei uma segunda família.

Aos meus irmãos, Edmundo e Rita, Carmen Silvia e Ricardo, pela amizade eterna que nos une e pela certeza de que sempre poderemos contar uns com os outros.

À minha mãe pela força, amor e constante incentivo com que orientou os filhos para buscarem seus ideais. Do fundo do meu coração tenho que agradecer os seus ensinamentos, que com nosso pai, sempre manteve nossa família unida e com amor.

Ao meu pai, com a certeza de que onde estiver terá consciência de que o meu esforço é fruto do seu exemplo, o qual guiará para sempre minha vida.

O meu eterno agradecimento para minha amada esposa que, em todos os instantes, acreditou em um sonho e, mesmo sentido a distância dos nossos, sempre esteve me ajudando, incentivando e demonstrando que o importante da vida é podermos juntos caminhar para o futuro.

Enfim, a todos que de alguma forma participaram dessa jornada, o meu muito obrigado, bem como, o meu desejo que Deus esteja sempre presente em suas vidas.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	i
LISTA DE TABELAS.....	xii
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.....	xv
LISTA DE SÍMBOLOS.....	xvii
RESUMO.....	xvii
ABSTRACT.....	xviii
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	6
3. REVISÃO DE LITERATURA.....	8
3.1. Decomposição Anaeróbia.....	8
3.2. Consórcios de Microrganismos.....	10
3.2.1. Biofilme Anaeróbio.....	14
3.2.2. Polímeros Extracelulares.....	18
3.3. Reatores Anaeróbios.....	22
3.4. Reator Anaeróbio de Leito Expandido / Fluidificado.....	26
3.4.1. Evolução.....	28
3.4.2. Denominação.....	31
3.4.3. Material Suporte.....	33
3.4.4. Movimentação do Leito.....	44
3.5. Partida.....	55
3.6. Operação.....	60
3.6.1. Velocidade Ascensional.....	60
3.6.2. Taxa de Recirculação (Tq).....	64
3.6.3. Tempo de Detenção Hidráulica (TDH).....	66
3.6.4. Carga Orgânica Volumétrica (COV).....	68
3.6.5. Tempo de Retenção Celular.....	70
3.6.6. Desprendimento do Biofilme.....	72
3.6.7. Zona de Sedimentação.....	73
3.6.8. Perda de Carga.....	75
3.6.9. Produção de Biogás.....	77
3.6.10. Utilização de Produto Químico.....	80
3.7. Tratamento de Esgoto Sanitário em Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	82
3.8. Reator Anaeróbio de Leito Expandido / Fluidificado em Escala Real.....	85
4. MATERIAL E MÉTODOS.....	89
4.1. Fase de Seleção A: Aderência de Microrganismos.....	92
4.2. Fase de Seleção B: Expansão/Fluidificação das Partículas.....	96
4.3. Fases Experimentais.....	99
4.3.1. Estação Experimental (Instalação 3).....	99

4.3.2. Testes de Estanqueidade.....	119
4.3.3. Colocação do Leito Suporte no Reator.....	120
4.3.4. Rotina Operacional nas Fases Experimentais.....	123
4.3.5. Atividades de Controle e de Manutenção.....	127
4.3.6. Monitoramento.....	131
4.3.7. Monitoramento Complementar	136
4.3.8. Esgoto Sanitário.....	139
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	143
5.1. Fase Seleção A	144
5.1.1 Partículas de Poliamida.....	144
5.1.2. Partículas de PBT.....	146
5.1.3 Partículas de Carvão Ativado Granular (CAG).....	148
5.2. Fase de Seleção B.....	154
5.2.1 Leito de Poliamida.....	154
5.2.2 Leito de PBT.....	158
5.2.3 Leito de Carvão Ativado Granular (CAG).....	161
5.2.4. Comparação dos Resultados.....	163
5.3 Fase 1 (Partida).....	167
5.3.1. Rotina Operacional.....	167
5.3.2 Monitoramento.....	171
5.4. Fases Experimentais.....	200
5.4.1. Rotina Operacional.....	200
5.4.2. Monitoramento.....	203
5.4.3. Resumo dos Resultados das Fases Experimentais.....	245
5.5. Monitoramento Complementar.....	249
5.5.1. Tempo de Detenção Hidráulica.....	249
5.5.2. Perfis de Coletas Horárias.....	259
5.5.3. Tratamento Complementar do Efluente do Reator.....	286
5.6. Estudo do Leito de CAG do Reator.....	294
5.6.1. Expansão do Leito.....	294
5.6.2. Perda de Carga na Zona de Reação.....	298
5.6.3. Movimentação Leito de CAG.....	306
5.6.4. Biofilmes nas Partículas de CAG.....	308
5.6.5. Perfil de SST Acima do Leito de CAG.....	311
5.7. Remoção do Material Retido na ETE.....	312
5.8. Custos Operacionais.....	316
5.8.1. Custos de Manutenção.....	317
5.8.2. Custos de Operação.....	319
5.8.3. Custo Global de Operação e Manutenção da ETE Experimental.....	324
6. CONCLUSÕES.....	327
7. RECOMENDAÇÕES.....	330
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	331

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3. 01 - Estrutura Adaptada da Proposta por Guiot (1991) Baseada no Modelo de McCarty e Smith (1986), para Distribuição das Populações Bacterianas em Meio Anaeróbio.....	11
FIGURA 3. 02 - Representação da Distribuição das Populações Bacterianas em Biofilme Anaeróbio Aderido em Partícula Suporte Compacta.....	13
FIGURA 3. 03 - Partes Componentes do Reator Anaeróbio de Leito Expandido / Fluidificado.....	27
FIGURA 3. 04 - Comportamento da Porosidade do Leito com o Aumento da Velocidade.....	45
FIGURA 3. 05 - Comportamento do Leito com o Aumento da Velocidade Ascensional.....	46
FIGURA 3. 06 - Escala de Comparação Visual para Graus de Esfericidade Bidimensional Segundo Rittenhouse – 1943.....	53
FIGURA 4. 01 - Fotografias das Partículas Amostradas de Poliamida (a), CAG (b) e PBT (c).....	93
FIGURA 4. 02 - Representação Esquemática da Instalação 1.....	94
FIGURA 4. 03 - Fotografia da Instalação Experimental 1 no 19º dia de Operação.....	96
FIGURA 4. 04 - Representação Esquemática da Instalação 2.....	97
FIGURA 4. 05 - Fotografia do Sistema Experimental 2 Utilizado na Fase de Seleção B.....	99
FIGURA 4. 06 - Localização da ETE no Campus da EESC-USP.....	100
FIGURA 4. 07 - Fotografia 1 da Área Cedida para Instalação da ETE em Escala Real.....	101
FIGURA 4. 08 - Fotografia 2 da Área Cedida para Instalação da ETE em Escala Real.....	101
FIGURA 4. 09 - Remanejamento da Tubulação de Saída da ETE.....	102
FIGURA 4. 10 - Fluxograma da Estação de Tratamento de Esgotos Sanitários.....	104
FIGURA 4. 11 - Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	107
FIGURA 4. 12 - Esquema do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	110
FIGURA 4. 13 - Fotografia de Um dos Tubo de Coleta do Efluente Tratado.....	111
FIGURA 4. 14 - Fotografia da Parte Inferior Externa do Reator.....	112
FIGURA 4. 15 - Fotografia do Sistema de Medição da Vazão de Biogás	114
FIGURA 4. 16 - Fotografia do Tanque de Peneiramento e das Tubulações de Coleta de Amostras Laboratoriais - Visão da Parte Superior do Reator.....	116
FIGURA 4. 17 - Fotografia do Painel de Controle.....	117
FIGURA 4. 18 - Colocação da Instalação Experimental Durante a Colocação de 2.000 kg de CAG no Reator.....	122
FIGURA 4. 19 - Fotografia do Recipiente para Preparação da	

	Suspensão de Bicarbonato de Sódio Instalado Acima do Poço de Recirculação do Efluente Tratado.....	129
FIGURA 4. 20 -	Material Sólido Sedimentado na Primeira Célula da Unidade de Remoção Preliminar de Sólidos (a) e Caminhão Utilizado na Remoção desse Material.....	130
FIGURA 5. 01 -	Fotografias de Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partículas de Poliamida no 1° (a); 7° (b); 14° (c) e no 21° dia (d).....	145
FIGURA 5. 02 -	Fotografias em Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partículas de PBT no 1° (a); 7° (b); 14° (c) e no 21° dia (d).....	147
FIGURA 5. 03 -	Fotografia em Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partícula de CAG no 1° dia.....	148
FIGURA 5. 04 -	Fotografias em Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partícula de CAG no 7° dia de xperimento (a e b).....	149
FIGURA 5. 05 -	EDX Realizado em Partícula de Carvão Ativado (7° dia).....	150
FIGURA 5. 06 -	Fotografias em Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partícula de CAG no 14° dia de experimento (a e b).....	151
FIGURA 5. 07 -	Fotografia em Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partícula de CAG no 21° dia de experimento.....	152
FIGURA 5. 08 -	Curvas da Perda de Carga no Leito de Poliamida pela Velocidade Ascensional da Água nas Temperaturas de 25 ± 1 °C e de 29 ± 1 °C.....	156
FIGURA 5. 09 -	Figura 5.9: Aumento da Altura e Percentual de Expansão do Leito de Poliamida nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento na Temperatura de 25 ± 1 °C.....	157
FIGURA 5. 10 -	Aumento da Altura e Percentual de Expansão do Leito de Poliamida nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento na Temperatura de 29 ± 1 °C.....	157
FIGURA 5. 11 -	Curvas da Perda de Carga no Leito de PBT pela Velocidade Ascensional da Água nas Temperaturas de 25 ± 1 °C e de 29 ± 1 °C.....	159
FIGURA 5. 12 -	Expansão do Leito de PBT nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento nas Temperaturas de 25 °C.....	160
FIGURA 5. 13 -	Expansão do Leito de PBT nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento na Temperatura de 29 °C.	160
FIGURA 5. 14 -	Curvas da Perda de Carga no Leito de CAG pela Velocidade Ascensional da Água nas Temperaturas de 25 ± 1 °C e de 29 ± 1 °C.....	162
FIGURA 5. 15 -	Expansão do Leito de CAG nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento na Temperatura de 25 ± 1	

	°C.....	163
FIGURA 5. 16 -	Expansão do Leito de CAG nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento na Temperatura de 29 ± 1 °C.....	163
FIGURA 5. 17 -	Vazão de Esgoto Sanitário (CMB1) e de Recirculação (CMB 2) na Fase Experimental 1.....	168
FIGURA 5. 18 -	Velocidade Ascensional na Fase Experimental 1.....	168
FIGURA 5. 19 -	Valores de Carga Orgânica Volumétrica Total - COV_T do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator Durante a Fase 1.....	173
FIGURA 5. 20 -	Valores de Carga Orgânica Volumétrica da Amostra Filtrada - COV_{AF} do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator Durante a Fase 1.....	173
FIGURA 5. 21 -	Carga Orgânica Volumétrica Removida expressa como DQO Total e da Amostra Filtrada.....	174
FIGURA 5. 22 -	Valores de DQO Total do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator.....	176
FIGURA 5. 23 -	Valores de DQO da Amostra Filtrada do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator.....	176
FIGURA 5. 24 -	Remoção Percentual de DQO da Amostra Filtrada do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator.....	177
FIGURA 5. 25 -	Relação Percentual entre os Valores de DQO_{AF} e de DQO_T do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator.....	177
FIGURA 5. 26 -	Valor Médio de DQO_T nos Pontos da Zona de Reação.	179
FIGURA 5. 27 -	Valor Médio de DQO_{AF} nos Pontos da Zona de Reação	179
FIGURA 5. 28 -	Valores de pH do Esgoto Gradeado (EG) e do Efluente do Reator (Efl).....	181
FIGURA 5. 29 -	Concentrações de Alcalinidade Total e de Ácidos Voláteis do Esgoto Gradeado (EG).....	181
FIGURA 5. 30 -	Concentrações de Alcalinidade Total e de Ácidos Voláteis do Efluente do Reator (Efl).....	181
FIGURA 5. 31 -	Concentrações de Ácidos Voláteis na Zona de Reação.	184
FIGURA 5. 32 -	Variação da Composição Percentual do Biogás na Fase 1.....	185
FIGURA 5. 33 -	Variação da Relação CH_4/CO_2 na Fase 1.....	186
FIGURA 5. 34 -	Relação CH_4/CO_2 no Biogás em Diferentes Velocidades Ascensionais Durante a Fase 1.....	188
FIGURA 5. 35 -	Concentrações de Sólidos Totais no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator na Fase 1.....	188
FIGURA 5. 36 -	Concentração de Sólidos Totais na Zona de Reação Durante a Fase 1.....	190
FIGURA 5. 37 -	Concentração de Sólidos Suspensos e Sólidos Dissolvidos no Esgoto Gradeado na Fase 1.....	191
FIGURA 5. 38 -	Concentração de Sólidos Suspensos e Sólidos Dissolvidos no Efluente do Reator (b) na Fase 1.....	191
FIGURA 5. 39 -	Concentrações de Sólidos Suspensos Totais no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator na Fase 1.....	192
FIGURA 5. 40 -	Concentrações de Sólidos Suspensos Totais na Zona	

	de Reação.....	192
FIGURA 5. 41 -	Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator na Fase 1.....	193
FIGURA 5. 42 -	Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais na Zona de Reação.....	194
FIGURA 5. 43 -	Sólidos Sedimentáveis no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator na Fase 1.....	194
FIGURA 5. 44 -	Distribuição dos Sólidos Sedimentáveis na Zona de Reação.....	195
FIGURA 5. 45 -	Concentrações de Compostos Solúveis em Hexano no Ponto 6,0.....	196
FIGURA 5. 46 -	Concentrações de Compostos Solúveis em Hexano no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.....	196
FIGURA 5. 47 -	Concentrações de DBO no Esgoto Gradeado, no Interior do reator e no Efluente do Reator na Fase 1.....	197
FIGURA 5. 48 -	Concentrações de Fósforo Total no Esgoto Gradeado, no Interior do reator e no Efluente do Reator na Fase 1.....	197
FIGURA 5. 49 -	Concentrações de NTK no Esgoto Gradeado, no Interior do reator e no Efluente do Reator na Fase 1.....	198
FIGURA 5. 50 -	Concentrações de Cloretos no Esgoto Gradeado, no Interior do reator e no Efluente do Reator na Fase 1.....	198
FIGURA 5. 51 -	Concentrações de Fósforo Solúvel no Esgoto Gradeado, no Interior do reator e no Efluente do Reator na Fase 1.....	199
FIGURA 5. 52 -	Vazão e Tempo de Operação do Conjunto Moto-Bomba de Esgoto Gradeado (CMB1).....	200
FIGURA 5. 53 -	Velocidade Ascensional Após o Leito Suporte de CAG (vasc) Durante as Fases Experimentais.....	201
FIGURA 5. 54 -	Valores de Carga Orgânica Volumétrica Total, expressos como DQO_T , no esgoto gradeado, no efluente da unidade preliminar de retenção de sólidos e no efluente do reator.....	203
FIGURA 5. 55 -	Valores de Carga Orgânica Volumétrica da Amostra Filtrada, expressos como DQO_{AF} , no esgoto gradeado, no efluente da unidade preliminar de retenção de sólidos e no efluente do reator.....	204
FIGURA 5. 56 -	Percentual da Carga Orgânica Volumétrica Expressa como DQO da Amostra Filtrada na Carga Orgânica Total Expressa como DQO Total.....	207
FIGURA 5. 57 -	Valores da Demanda Química Total (DQO_T) no esgoto gradeado, no efluente da unidade preliminar de remoção de sólidos UPRS e no Efluente do Reator.....	208
FIGURA 5. 58 -	Valores da Demanda Química da Amostra Filtrada (DQO_{AF}) no esgoto gradeado, no efluente da unidade preliminar de remoção de sólidos UPRS e no Efluente do Reator.....	208
FIGURA 5. 59 -	Remoção Percentual de DQO_T nas Fases Experimentais.....	211

FIGURA 5. 60 -	Remoção Percentual de DQO_{AF} nas Fases Experimentais.....	211
FIGURA 5. 61 -	Valores de Demanda Química Total (DQOT) no Interior do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	212
FIGURA 5. 62 -	Valores de Demanda Química da Amostra Filtrada (DQO_{AF}) no Interior do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	212
FIGURA 5. 63 -	Comparação das Concentrações de Demanda Química DQO_T nos Pontos de Amostragem $P_{3,0}$; $P_{6,0}$; $P_{8,5}$ e $P_{11,0}$	213
FIGURA 5. 64 -	Concentração de Sólidos Totais no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Remoção de Sólidos e no Efluente do Reator.....	216
FIGURA 5. 65 -	Concentração de Sólidos Suspensos Totais no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Remoção de Sólidos e no Efluente do Reator.....	216
FIGURA 5. 66 -	Concentração de Sólidos Dissolvidos Totais no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Remoção de Sólidos e no Efluente do Reator.....	216
FIGURA 5. 67 -	Valores Percentuais de Remoção de Sólidos Totais nas Fases Experimentais.....	218
FIGURA 5. 68 -	Valores Percentuais de Remoção de Sólidos Suspensos Totais nas Fases Experimentais.	218
FIGURA 5. 69 -	Valores Percentuais de Remoção de Sólidos Dissolvidos Totais nas Fases Experimentais.	218
FIGURA 5. 70 -	Valores das Concentrações em mg/l e dos Percentuais de SST e de SDT no Esgoto Gradeado.....	220
FIGURA 5. 71 -	Valores das Concentrações em mg/l e dos Percentuais de SST e de SDT no Efluente da UPRS.....	220
FIGURA 5. 72 -	Valores das Concentrações em mg/l e dos Percentuais de SST e de SDT no Efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	220
FIGURA 5. 73 -	Concentrações de Sólidos Totais nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.....	222
FIGURA 5. 74 -	Concentrações de Sólidos Suspensos Totais nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.....	222
FIGURA 5. 75 -	Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.....	223
FIGURA 5. 76 -	Valores Totais das Concentrações de Sólidos Totais nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.....	223
FIGURA 5. 77 -	Valores Totais das Concentrações de Sólidos Suspensos Totais nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.....	224
FIGURA 5. 78 -	Valores Totais das Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.....	224
FIGURA 5. 79 -	Concentrações de Sólidos Suspensos Totais Voláteis nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.....	226

FIGURA 5. 80 -	Figura 5.80: Relação entre as Concentrações de DQO_T e SSTV no Interior do Reator.....	227
FIGURA 5. 81 -	Relação $DQO_T/SSVT$ no Afluente e no Efluente do Reator.....	227
FIGURA 5. 82 -	Composição Percentual dos Gases Formadores do Biogás.....	229
FIGURA 5. 83 -	Composição Média dos Gases Componentes do Biogás.....	230
FIGURA 5. 84 -	Relação CH_4/CO_2 no Biogás Durante as Fases Experimentais.....	230
FIGURA 5. 85 -	Variação dos Valores de pH no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Retenção de Sólidos e no efluente do Reator.....	233
FIGURA 5. 86 -	Variação Média dos Valores de pH no Interior do Reator.....	234
FIGURA 5. 87 -	Concentrações de Alcalinidade Total no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Retenção de Sólidos e no efluente do Reator Durante as Fases Experimentais.....	235
FIGURA 5. 88 -	Concentrações de Ácidos Voláteis no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Retenção de Sólidos e no efluente do Reator Durante as Fases Experimentais.....	235
FIGURA 5. 89 -	Valores Médios das Concentrações de Alcalinidade Total no Interior do Reator Durante as Fases Experimentais.....	236
FIGURA 5. 90 -	Valores Médios das Concentrações de Ácidos Voláteis no Interior do Reator Durante as Fases Experimentais.....	236
FIGURA 5. 91 -	Concentrações de Material Solúvel em Hexano no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.....	239
FIGURA 5. 92 -	Concentrações de Material Solúvel em Hexano no Interior do Reator.....	240
FIGURA 5. 93 -	Concentrações de DBO no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.....	242
FIGURA 5. 94 -	Concentrações de Fósforo Total no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.....	242
FIGURA 5. 95 -	Concentrações de Fósforo Solúvel no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.....	243
FIGURA 5. 96 -	Concentrações NTK no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.....	243
FIGURA 5. 97 -	Concentrações de DBO no Interior do Reator.....	244
FIGURA 5. 98 -	Concentrações de Fósforo Total no Interior do Reator..	244
FIGURA 5. 99 -	Concentrações Fósforo Solúvel no Interior do Reator...	244
FIGURA 5.100 -	Concentrações NTK no Interior do Reator.....	245
FIGURA 5.101 -	Valores de DQO_T do efluente pontual e do efluente TDH'.....	250

FIGURA 5.102 - Valores de DQO_{AF} do efluente pontual e do efluente TDH'.....	250
FIGURA 5.103 - Valores Percentuais da Remoção de DQO_T no efluente pontual e no efluente TDH'.....	250
FIGURA 5.104 - Valores Percentuais da Remoção de DQO_{AF} no efluente pontual e no efluente TDH'.....	251
FIGURA 5.105 - Concentrações de Sólidos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.....	252
FIGURA 5.106 - Valores dos Percentuais Removidos de Sólidos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.....	252
FIGURA 5.107 - Concentrações de Sólidos Totais Suspensos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.....	252
FIGURA 5.108 - Valores dos Percentuais Removidos de Sólidos Suspensos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.....	253
FIGURA 5.109 - Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.....	253
FIGURA 5.110 - Valores dos Percentuais Removidos de Sólidos Dissolvidos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.....	253
FIGURA 5.111 - Valores de pH no Efluente Pontual e no Efluente TDH'.....	255
FIGURA 5.112 - Concentrações de Alcalinidade Total no Efluente Pontual e no Efluente TDH'.....	256
FIGURA 5.113 - Concentrações de Ácidos Voláteis no Efluente Pontual e no Efluente TDH'.....	256
FIGURA 5.114 - Valores de DQO Total do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator Observados no Perfil 1.....	260
FIGURA 5.115 - Valores de DQO da Amostra Filtrada do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator Observados no Perfil 1.....	260
FIGURA 5.116 - Valores de Carga Orgânica Volumétrica, como DQO Total, do esgoto gradeado e do Efluente do Reator Observados no Perfil 1.....	261
FIGURA 5.117 - Valores de Carga Orgânica Volumétrica, como DQO da Amostra Filtrada, do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator Observados no Perfil 1.....	261
FIGURA 5.118 - Valores de Sólidos Sedimentáveis do Esgoto Gradeado Observados no Perfil 1.....	262
FIGURA 5.119 - Valores de Fósforo Total (b) do Esgoto Gradeado Observados no Perfil 1.....	262
FIGURA 5.120 - Concentrações de Sólidos Totais no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator durante o Perfil 1.....	263
FIGURA 5.121 - Concentrações de Sólidos Suspensos Totais no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator durante o Perfil 1.....	263

FIGURA 5.122 -	Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 1.....	264
FIGURA 5.123 -	Remoções Percentuais de ST, SST e SDT no Perfil 1..	264
FIGURA 5.124 -	Valores de pH no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 1.....	265
FIGURA 5.125 -	Valores Alcalinidade Total no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 1.....	265
FIGURA 5.126 -	Valores de Ácidos Voláteis (b) no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 1.....	266
FIGURA 5.127 -	Nível de Esgoto Sanitário no Coletor Durante o Perfil 1.....	266
FIGURA 5.128 -	Valores de DQO_T do esgoto gradeado Observados no Perfil 2.....	268
FIGURA 5.129 -	Valores de DQO_{AF} do esgoto gradeado Observados no Perfil 2.....	268
FIGURA 5.130 -	Valores de COV_T do esgoto gradeado Observados no Perfil 2.....	268
FIGURA 5.131 -	Valores de COV_{AF} do esgoto gradeado Observados no Perfil 2.....	269
FIGURA 5.132 -	Remoções de Demanda Química de Oxigênio Total (DQO_T) e da Amostra Filtrada (DQO_{AF}) no Perfil 2.....	269
FIGURA 5.133 -	Concentrações de Fósforo Total no Esgoto Gradeado no Perfil 2.....	270
FIGURA 5.134 -	Valores de pH no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.....	271
FIGURA 5.135 -	Concentrações de Alcalinidade Total no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.....	271
FIGURA 5.136 -	Concentrações de Ácidos Voláteis no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.....	272
FIGURA 5.137 -	Concentrações de Sólidos Totais (ST) no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.....	272
FIGURA 5.138 -	Concentrações de Sólidos Suspensos Totais (SST) no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.....	273
FIGURA 5.139 -	Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais (SDT) no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.....	273
FIGURA 5.140 -	Remoções Percentuais de Sólidos Totais (ST), Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Dissolvidos Totais (SDT) no Perfil 2.....	273
FIGURA 5.141 -	Nível do Esgoto Sanitário no Interceptor Durante o Perfil 2.....	274

FIGURA 5.142 -	Valores da Demanda Química de Oxigênio Total (DQO _T) no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.....	275
FIGURA 5.143 -	Valores da Demanda Química de Oxigênio DQO da Amostra Filtrada (DQO _{AF}) no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.....	276
FIGURA 5.144 -	Valores da Carga Orgânica Volumétrica, como DQO _T , no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator.....	276
FIGURA 5.145 -	Valores da Carga Orgânica Volumétrica, como DQO _{AF} , no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator.....	276
FIGURA 5.146 -	Concentrações de Sólidos Totais (ST) no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.....	277
FIGURA 5.147 -	Concentrações de Sólidos Suspensos Totais (SST) no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.....	278
FIGURA 5.148 -	Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais (SDT) no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.....	278
FIGURA 5.149 -	Valores de Sólidos Sedimentáveis no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.....	278
FIGURA 5.150 -	Remoções Percentuais de Sólidos Totais (ST) no Perfil 3.....	279
FIGURA 5.151 -	Remoções Percentuais de Sólidos Suspensos Totais (SST) e de Sólidos Dissolvidos Totais (SDT) no Perfil 3.....	280
FIGURA 5.152 -	Remoções Percentuais de Sólidos Dissolvidos Totais no Perfil 3.....	280
FIGURA 5.153 -	Valores de pH no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.....	281
FIGURA 5.154 -	Concentrações de Alcalinidade Total no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.....	281
FIGURA 5.155 -	Concentrações de Ácidos Voláteis no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.....	281
FIGURA 5.156 -	Valores de Demanda Química de Oxigênio Total (DQO _T) no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4).....	287
FIGURA 5.157 -	Valores de Demanda Química de Oxigênio da Amostra Filtrada (DQO _{AF}) no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4).....	287

FIGURA 5.158 -	Concentrações de Fósforo Total no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4)	288
FIGURA 5.159 -	Concentrações de Sólidos Suspensos Totais (SST) no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4).....	288
FIGURA 5.160 -	Valores de Turbidez no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4).....	289
FIGURA 5.161 -	Valores de Cor no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4).....	289
FIGURA 5.162 -	Valores de Demanda Química de Oxigênio Total (DQO _T) no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4) no 2º ensaio de flotação.....	291
FIGURA 5.163 -	Valores de Demanda Química de Oxigênio da Amostra Filtrada (DQO _{AF}) no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F2 e F4) no 2º Ensaio de Flotação.....	291
FIGURA 5.164 -	Aumento Percentual da Porosidade e da Altura do Leito de 1500 kg CAG em função do aumento da velocidade ascensional.....	295
FIGURA 5.165 -	Aumento Percentual da Porosidade e da Altura do Leito de 3.500 kg de CAG em função do aumento da velocidade ascensional.....	296
FIGURA 5.166 -	Valores da Velocidade no Leito (v _l), Velocidade Após o Leito de CAG (v _{asc}) e da Perda de Carga (H _f) Durante as Fases Experimentais.....	299
FIGURA 5.167 -	Valores da Velocidade Após o Leito de CAG (v _{asc}) e da Perda de Carga Unitária (J) Durante as Fases Experimentais.....	300
FIGURA 5.168 -	Curva de Expansão / Fluidificação do Leito para as Perdas de Carga Teórica e Experimental na Zona de Reação.....	301
FIGURA 5.169 -	Comparação dos Valores Experimentais e Teóricos da Perda de Carga Total.....	304
FIGURA 5.170 -	Comparação dos Valores Experimentais e Teóricos da Perda de Carga Unitária.....	304
FIGURA 5.171 -	Curva de Expansão / Fluidificação do Leito para as Perdas de Carga Teórica e Experimental na Zona de Reação.....	306
FIGURA 5.172 -	Fotografias de MEV de Partículas de CAG da Zona de Reação no 2º dia de operação - Ponto 1 (a) e Ponto 2 (b).....	309
FIGURA 5.173 -	Fotografias de MEV de Partículas de CAG da Zona de Reação no 9º dia de operação - Ponto 1 (c) e Ponto 2 (d).....	309

FIGURA 5.174 -	Fotografias de MEV de Partículas de CAG da Zona de Reação no 30º dia de operação - Ponto 1 (e) e Ponto 2 (f)	309
FIGURA 5.175 -	Concentração de Sólidos Suspensos Totais na Zona de Reação em Diferentes Velocidades Ascensionais.....	311
FIGURA 5.176 -	Fotografias das Tubulações de Coleta de Amostra (a) e do Material Retido na Peneira Estática (b).....	313
FIGURA 5.177 -	Fotografias do Material Sólidos (a) e do Material Flotante (b) Retidos na Unidade Preliminar de Retenção de Sólidos - UPRS.....	315
FIGURA 5.178 -	Consumo de Energia Elétrica nos CMBs 1 e 2.....	321
FIGURA 5.179 -	Custo em R\$/dia para a Operação dos CMBs 1 e 2.....	321
FIGURA 5.180 -	Custo Total com Energia Elétrica e Vazão Total dos CMBs 1 e 2.	322
FIGURA 5.181 -	Relação Vazão dos CMBs pelo Custo de Energia Elétrica para Funcionamento da ETE Experimental.....	322
FIGURA 5.182 -	Custo Global Diário para Operação e Manutenção da ETE Experimental.....	326
FIGURA 5.183 -	Custo Global Mensal para Operação e Manutenção da ETE Experimental.....	326

LISTA DE TABELAS

TABELA 3.01 -	Etapas de Formação do Biofilme Anaeróbio.....	18
TABELA 3.02 -	Tipos de Reatores Biológicos de Tratamento Anaeróbio.....	24
TABELA 3.03 -	Partículas Utilizadas em Reator Anaeróbio de Leito Expandido / Fluidificado.....	36
TABELA 3.04 -	Fator de Esfericidade da Partícula (ψ) e Porosidade do Leito (ϵ).....	38
TABELA 3.05 -	Efeitos do Tamanho da Partícula Inerte na Máxima Massa Microbiana.....	40
TABELA 3.06 -	Desempenho do Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado (39,25 l) com o Aumento da COV.....	63
TABELA 3.07 -	Comparação do Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado com o Tratamento Aeróbio.....	69
TABELA 3.08 -	Condições Operacionais e Desempenho dos Bioreatores Estudados por Wu e Huang (1996).....	79
TABELA 3.09 -	Aplicação do Reator Anaflux.....	86
TABELA 3.10 -	Países com Reatores Anaeróbios de Leito Expandido em Escala Real.....	88
TABELA 4.01 -	Cronograma Físico das Fases Experimentais.....	91
TABELA 4.02 -	Características das Partículas Amostradas.....	92
TABELA 4.03 -	Rotina Operacional Empregada nas Fases Experimentais.....	125
TABELA 4.04 -	Duração e Atividades Principais das Fases Experimentais.....	126
TABELA 4.05 -	Determinações Físico-Químicas Durante o Monitoramento.....	133
TABELA 4.06 -	Estimativa da População Atendida no Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	142
TABELA 5.01 -	Resultados dos Ensaios de Expansão / Fluidificação com Leito de Poliamida.....	155
TABELA 5.02 -	Resultados dos Ensaios de Expansão / Fluidificação com Leito de PBT.....	158
TABELA 5.03 -	Resultados dos Ensaios de Expansão / Fluidificação com Leito de Carvão Ativado Granular.....	161
TABELA 5.04 -	Dados no Ponto de Fluidificação Incipiente.....	164
TABELA 5.05 -	Dados Operacional Utilizados na Fase 1.....	171
TABELA 5.06 -	Valores de DQO Total e DQO da Amostra Filtrada durante a Fase 1.....	178
TABELA 5.07 -	Valores de pH, Alcalinidade Total e Ácidos Voláteis durante a Fase 1.....	183
TABELA 5.08 -	Valores Percentuais Mínimo, Médio e Máximo de Gases Formadores do Biogás.....	187
TABELA 5.09 -	Valores Médios dos Sólidos no Efluente Durante a Fase 1.....	195
TABELA 5.10 -	Concentrações de Materiais Solúveis em Hexano,	

	Compostos de Fósforo, NTK, Cloretos e DBO na Fase 1.....	199
TABELA 5.11	- Operação dos Conjuntos Moto-Bombas 1 e 2 Durante as Fases Experimentais.....	201
TABELA 5.12	- Rotina Operacional nas Fases 2; 3; 4; 5 e 6.....	202
TABELA 5.13	- Valores de COV expressos como DQO Total e DQO da Amostra Filtrada.....	206
TABELA 5.14	- Percentuais Médios de Remoção de COV, como DQO_T e DQO_{AF} , Durante as Fases Experimentais.....	206
TABELA 5.15	- Valores de DQO Total e DQO da Amostra Filtrada nas Fases 2, 3, 4, 5 e 6.....	210
TABELA 5.16	- Valores de Sólidos Totais, Suspensos Totais e Dissolvidos Totais Durante as Fases 2; 3; 4; 5 e 6.....	219
TABELA 5.17	- Valores de Sólidos Dissolvidos Voláteis e Fixos no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator.....	221
TABELA 5.18	- Relação Entre as Concentrações de DQO_T e de SSTV nos Pontos no Interior do Reator.....	226
TABELA 5.19	- Valores Percentuais de Gases no Biogás Durante as Fases 2; 3; 4; 5 e 6.....	232
TABELA 5.20	- Valores Médios de pH, Alcalinidade Total e Ácidos Voláteis Durante as Fases 2; 3; 4; 5 e 6.....	238
TABELA 5.21	- Concentrações Médias de Solúveis em Hexano no Esgoto Gradeado, no Interior do Reator (P6,0) e no Efluente do Reator.....	241
TABELA 5.22	- Valores Médios Observados no Efluente do Reator Durante as Fases Experimentais.....	246
TABELA 5.23	- Percentuais Removidos na UPRS, no RALEX e na ETE.....	247
TABELA 5.24	- Resultados e Remoções Médias Observadas no Reator e na ETE.....	257
TABELA 5.25	- Remoções Médias Obtidas nos Perfis Horários.....	283
TABELA 5.26	- Resultados do 2º Ensaio de Flotação.....	292
TABELA 5.27	- Porosidade e Altura do Leito de CAG em Diferentes Velocidades Ascensionais Após o Leito (vasc).	295
TABELA 5.28	- Aumento Percentual da Porosidade e Altura do Leito Dinâmico em Relação ao Leito Estático.....	297
TABELA 5.29	- Perdas de Carga Experimental e Teórica no Leito para Diferentes Velocidades Ascensionais (vasc) Após o Leito de CAG.....	300
TABELA 5.30	- Valores Médios da Perda de Carga Observados na Mesma Velocidade Ascensional.....	302
TABELA 5.31	- Perdas de Carga Experimental e Teórica no Leito de 1500 kg de CAG em Diferentes Velocidades Ascensionais Empregadas na Fase 1.....	303
TABELA 5.32	- Valores Médios da Perda de Carga Observados na Mesma Velocidade Ascensional.....	307
TABELA 5.33	- Volume do Material Removido na ETE Experimental..	315

TABELA 5.34 - Contratação de Caminhão Limpa-Fossa.....	317
TABELA 5.35 - Aquisição de Bicarbonato de Sódio.....	319
TABELA 5.36 - Consumo Médio Diário de Energia Elétrica na ETE Experimental.....	323
TABELA 5.36 - Custo Global Diário e Mensal para Operação e Manutenção da ETE Experimental.....	324

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AT	- Alcalinidade Total;
AB	- Alcalinidade à Bicarbonato;
AV	- Ácidos Voláteis;
BAPH	- Bactérias Acetogênicas Produtoras de Hidrogênio;
BRN	- Bactérias Redutoras de Nitrato;
BRS	- Bactérias Redutoras de Sulfato;
CA	- Concreto Armado
CAG	- Carvão Ativado Granular;
COV	- Carga Orgânica Volumétrica;
CMB ₁	- Conjunto Moto-Bomba 1;
CMB ₂	- Conjunto Moto-Bomba 2;
DQO _T	- Demanda Química Total de Oxigênio;
DQO _{AF}	- Demanda Química de Oxigênio da Amostra Filtrada;
EDX	- <i>Energy Dispersive X-Ray Spectroscopy</i> ;
EEE ₁	- Estação Elevatória de Esgoto Gradeado;
EEE ₂	- Estação Elevatória de Efluente Recirculado;
EG	- Esgoto Sanitário Gradeado;
EGs	- Efluente da Unidade Preliminar de Retenção de Sólidos;
ES	- Esgoto Sanitário;
ETE	- Estação de Tratamento de Esgoto Sanitário;
Efl	- Efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido;
GLS	- Separador das Fases Sólida, Líquida e Gasosa;
Hf	- perda de carga no leito (m);
HMDS	- Hexametildisilazane;
MEV	- Microscópio Eletrônico de Varredura;
PBT	- Polibutireno Tetraftalato;
PE	- Polietileno;
PP	- Polipropileno;
PTFE	- Politetrafluoretileno;
PVC	- Cloreto de Polivinil;
P _{3,0}	- Ponto de Amostragem no Reator a 3,0 m da Base;
P _{6,0}	- Ponto de Amostragem no Reator a 6,0 m da Base;
P _{8,5}	- Ponto de Amostragem no Reator a 8,6 m da Base;
P _{11,0}	- Ponto de Amostragem no Reator a 11,0 m da Base;
ST	- Sólidos Totais;
SST	- Sólidos Suspensos Totais;
SSTV	- Sólidos Suspensos Totais Voláteis;
SSed	- Sólidos Sedimentáveis;
TCO	- Taxa de Carregamento Orgânico;
TDH	- Tempo de Detenção Hidráulica;
TDH'	- Tempo de Detenção Hidráulico Teórico;
UASB	- <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> ;
UPRS	- Unidade Preliminar de Retenção de Sólidos;
vasc	- Velocidade da massa líquida acima do leito (m/h);
vl	- Velocidade média nos espaços vazios do leito (m/h);
vmf	- Velocidade mínima de fluidificação ;

LISTA DE SÍMBOLOS

\emptyset	- Diâmetro interno da tubulação (m);
ΔP	- Queda de pressão em força por unidade de área
ε	- Porosidade do leito;
Ψ	- Fator de uniformidade;
μ	- Viscosidade da massa líquida (N.s/m ²);
ρ	- Massa específica da massa líquida (kg/m ³);
ρ_p	- Massa específica da partícula (kg/m ³);
ε_e	- Porosidade do leito expandido;
ε_o	- Porosidade do leito estático;
A	- Área transversal do reator após o leito (m ²);
C	- Comprimento da partícula (m);
d	- Diâmetro da partícula (m);
d _{pe}	- Diâmetro da partícula esférica (m);
E	- Percentual de expansão ou fluidificação (%);
Ga	- Número de Galileo;
g	- aceleração da gravidade (m/s ²);
$h \cdot \emptyset^{-1}$	- Nível da lâmina d'água na tubulação;
L	- Altura (espessura) do leito expandido (m);
L _o	- Altura (espessura) do leito estático (m);
n	- Número total de partículas;
P ₁	- Pressão no ponto inferior do leito (mca);
P ₂	- Pressão no ponto superior (mca);
QEB	- Vazão de esgoto sanitário;
q	- Consumo per capita de água;
Re	- Número de Reynolds;
Remf	- Número de Reynolds na velocidade mínima de fluidificação;
Sv	- Superfície específica (m ² /m ³);
Tq	- Taxa de Recirculação;
V _p	- Volume da partícula não esférica (m ³);
V _{pe}	- Volume da partícula esférica (m ³);
V _{rl}	- Volume do reator ocupado pelo leito (m ³);
V _{tp}	- Volume Total das partículas (m ³);
V _v	- Volume de vazios do leito (m ³);
Z ₁	- Altura geométrica no ponto inferior do leito (m);
Z ₂	- Altura geométrica no ponto superior (m);

RESUMO

PEREIRA, J.A.R. (2000). Concepção, Construção e Operação de Reator Anaeróbio de Leito Expandido, em Escala Real, para Tratamento de Esgoto Sanitário. São Carlos, 2000. 339p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

O objetivo do trabalho foi monitorar o tratamento de esgoto sanitário em um reator anaeróbio de leito expandido (1,5 m de diâmetro e 14,9 m de altura). Inicialmente foram realizados ensaios de aderência de microrganismos e de expansão/fluidificação de leitos, sendo utilizadas partículas de três diferentes materiais. As partículas de carvão ativado granular (CAG) foram selecionadas para formar o leito do reator anaeróbio durante as 6 Fases Experimentais (380 dias). A partida do reator (Fase 1) ocorreu sem inoculação prévia e com carga orgânica volumétrica entre 0,34 e 14,1 kg DQO_T/m³.dia, tendo o equilíbrio dinâmico aparente ocorrido entre o 134^o e o 148^o dia de operação. Na Fase 2 foram observados picos de carreamento de sólidos no efluente do reator, sendo na Fase 3 construída unidade preliminar de retenção de sólidos (UPRS), o que estabilizou o desempenho do reator. Contudo, o aumento da velocidade ascensional para 12,5 m/h na Fase 4 diminuiu a eficiência da Estação de Tratamento de Esgotos - ETE (UPRS + reator). A colocação de mais 2000 kg de partículas de CAG na Fase 5 não alterou o desempenho do reator. Os melhores resultados ocorreram nas Fases 3 e 6 (10,0 m³/h de esgoto sanitário - 1535 habitantes), em que o reator foi operado com velocidade ascensional de 10,5 m/h, taxa de recirculação de 0,85 e tempo de detenção de 3,1 h, sendo obtidas remoções médias no sistema superiores a 79,5% de DQO_T; 66,5% de DQO_{AF}; e 76,3% de SST. Também foi constatado que a utilização de sistema de flotação após o reator é potencialmente animadora; que o volume de material descartado na ETE é pequeno e que o custo com energia elétrica é da ordem de R\$ 0,0427 / m³ tratado.dia.

Palavras-chave: biofilme; escala real; esgoto sanitário; leito expandido; reator anaeróbio;

ABSTRACT

PEREIRA, J.A.R. (2000). Conception, Constructed and Operation of an Anaerobic Expanded Bed Reactor, in Real Scale, to Wastewater Treatment. São Carlos, 2000. 339p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

The purpose of this study was to monitor a sanitary wastewater treatment in an expanded bed anaerobic reactor (1.5 m diameter and 14.9 m high). First, tests were conducted to assess microorganisms attachment and expansion / fluidification of the bed. For these tests, there were used three different materials. Activated carbon particles were chosen to compose the bed of the anaerobic reactor during the 6 experimental phases (380 days). The start-up of the reactor (phase 1) occurred without any previous inoculation and with a volumetric organic load ranging between 0,34 – 14,1 kg COD/m³.d. The apparent dynamic balance occurred between the 134th and 148th day of operation. During phase 2, there were observed peaks of solid material wash-out in the effluent of the reactor. In phase 3 a preliminary solid retention unit (PSRU) was built, therefore, stabilization the performance of the reactor. However, an increase upflow velocity to 12.5 m/h during phase 4 diminished the efficiency of the wastewater treatment plant (reactor + PSRU). The addition of more than 2000 kg of carbon activated particles did not alter the performance of the reactor during phase 5. Best results were achieved during phases 3 and 6 (10.0 m³/h wastewater – 1535 inhabitants) under the following operational conditions : upflow velocity of 10.5 m/h, recycling rate of 0.85 and hydraulic retention time of 3.1 hr. During these phases, the average removal was higher than 79,5% of COD_T, 66,5% of COD_S, and 76,3% of TSS. It was also found out that the use of a flotation system after the reactor presents a great potential; the volume of discharged material from the wastewater plant is little and that the electrical energy average cost is US\$ 0,0388 /m³ treated wastewater.d.

Key words: biofilm; real escale; wastewater; expanded bed; anaerobic reactor.



1. INTRODUÇÃO

Desde o início do século XX estão sendo desenvolvidos sistemas mais eficientes para o tratamento dos efluentes líquidos domésticos e industriais, sendo todos baseados na combinação de operações físicas com processos biológicos e/ou químicos.

O custo, a dificuldade de obtenção e a necessidade de transporte dos produtos químicos foram os principais empecilhos à expansão do tratamento físico-químico, o que resultou na maior aplicação de processos biológicos e de operações físicas nas unidades e reatores das Estações de Tratamento de Águas Residuárias.

Aproximadamente em 1914 foi iniciada a primeira aplicação prática do sistema aeróbio de tratamento denominado “Lodo Ativado”, o qual, com o passar dos anos, vem sendo continuamente aperfeiçoado.

Contudo, em paralelo com o maior domínio tecnológico foi sendo observado que o tratamento aeróbio apresentava alguns inconvenientes, como a grande produção de lodo, o consumo elevado de energia elétrica e o grande número de unidades (sedimentador primário, tanque de aeração, sedimentador secundário, elevatória de lodo, etc).

Esses aspectos negativos levaram a pesquisa e desenvolvimento de outras alternativas de tratamento de águas residuárias, destacando-se o sistema de lagoas de estabilização e os reatores biológicos de tratamento anaeróbio.

A grande área necessária para instalação foi o principal entrave para a utilização das lagoas de estabilização, enquanto a resistência de fabricantes de equipamentos e o desconhecimento da tecnologia dificultaram, por muito tempo, a aplicação em escala real dos reatores anaeróbios.

No entanto, com o desenvolvimento do reator denominado de *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB), na década de 70, por Lettinga e colaboradores na Universidade de Wageningen – Holanda (LETTINGA et al., 1980), o meio técnico foi despertado para as potencialidades do tratamento anaeróbio, o que resultou em pesquisas e aplicações em diversas partes do mundo.

O bom desempenho desses reatores anaeróbios foi comprovado em aplicações em escala real em muitos países, como os reatores de Bucaramanga na Colômbia e de Campur na Índia (van HAANDEL & LETTINGA, 1994).

No Brasil foram implantados diversos reatores UASB na década de 90, como os de Campinas e Piracicaba - SP, Curitiba - PR, Campina Grande – PB, Belém - PA, etc, os quais foram projetados e construídos para o tratamento de populações de até 100.000 habitantes.

A resistência inicial ao emprego de reatores anaeróbios para o tratamento de esgoto sanitário está sendo superada, sendo que os órgãos ambientais brasileiros já aceitam a utilização do reator UASB quando o corpo receptor apresenta capacidade de diluição ou quando é previsto tratamento complementar.

Assim, de acordo com a legislação sanitária-ambiental, os reatores UASB podem ser aplicados de forma individual ou combinado com reatores aeróbios ou físico-químicos. A utilização combinada ocorre quando são necessárias remoções de material orgânico, como DBO^5_{20} , superiores a 85%; remoções de nutrientes; desinfecção do efluente ou redução na carga de sólidos.

O grande número de pesquisas com reatores UASB, em escala de laboratório, piloto ou real, demonstra que existem limitações no tempo de detenção hidráulico e na velocidade ascensional da massa líquida, sendo que somente alterações na configuração irão diminuir as restrições operacionais para aumentar as cargas orgânica e hidráulica afluentes ao reator UASB.

A modificação no formato do reator UASB poderá reduzir a ocorrência de zonas mortas e de curtos-circuitos hidráulicos, melhorando o desempenho hidráulico, porém não resultará em diminuição acentuada no tempo de detenção hidráulica, nem aumento significativo na velocidade ascensional da massa líquida e nem será vantagem adicional para a retenção dos microrganismos ativos presentes na forma de grânulos.

Em razão da evolução tecnológica do reator UASB ser aparentemente limitada, já é grande a demanda para o desenvolvimento de outras alternativas de reatores anaeróbios para tratamento de esgoto sanitário, especialmente pelo crescente número de sistemas coletores de esgoto sanitário que estão sendo implantados pelas companhias estaduais de saneamento, pelos serviços municipais de água e esgoto e pelo setor privado.

O desenvolvimento de novos reatores anaeróbios está ocorrendo em diferentes centros de pesquisa, sendo que todos almejam aumentar a eficiência do tratamento, reduzir os custos de construção, diminuir a área de implantação e possibilitar a utilização de procedimentos fáceis, rápidos e baratos para as rotinas de operação e manutenção.

Entre os reatores anaeróbios mais recentes estão os de leito expandido / fluidificado, os quais destacam-se como potencialmente aplicáveis para o tratamento de águas residuárias, devido ocuparem menor área; apresentarem maior facilidade para a biomassa ativa entrar em contato com o substrato e serem mais flexíveis operacionalmente do que os reatores UASB. No entanto, esses reatores ainda

apresentam a desvantagem de terem sido bem menos pesquisados e aplicados em escala de laboratório, piloto e real do que os reatores UASB.

As primeiras investigações do tratamento de águas residuárias em reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado foram realizados por Jewell e colaboradores (1981) nos anos 70, tendo como objetivo aumentar a quantidade de biomassa retida no reator e, ao mesmo tempo, eliminar problemas de colmatação ocasionados pelo acúmulo de materiais sólidos nos interstícios, como ocorre em reatores de leito fixo (CAMPOS & PEREIRA, 1999).

Esses estudos despertaram o interesse de outros pesquisadores, porém até a segunda metade da década de 80 os experimentos ficaram restritos a reatores em escala de laboratório e piloto, sendo principalmente utilizadas águas residuárias industriais como substrato.

No final dos anos 80 foram implantados alguns reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado, em escala real, para tratamento de efluentes líquidos industriais de elevada carga orgânica na França, Holanda, Espanha, Índia e Estados Unidos.

No entanto, a pequena difusão dessa tecnologia foi a maior barreira para o tratamento de outros substratos, tendo, por muito tempo, existido dúvidas e desconfiança sobre a aplicabilidade dos reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado no tratamento de águas residuárias diluídas, como esgoto sanitário.

Essa questão incentivou a realização de trabalhos experimentais por equipes de pesquisadores em diversas partes do mundo, como JEWELL (1978) nos Estados Unidos, CAMPOS (1989) no Brasil e POLANCO (1990) na Espanha, tendo sido demonstrada a viabilidade do tratamento de esgoto sanitário em reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado em escala de laboratório e piloto.

Contudo, ainda existe a necessidade do aumento de escala para comprovar e confirmar os resultados obtidos nas escalas de laboratório e piloto, bem como, otimizar na escala real os custos de construção, operação e manutenção, o que é fundamental para a aplicação dessa tecnologia para tratamento de esgoto sanitário coletado pelas empresas de saneamento concessionárias, condomínios privados, indústrias, etc.

Assim, com a finalidade de estudar um reator alternativo para atender as atuais demandas do setor de saneamento e, paralelamente procurar a evolução da tecnologia pelo aumento de escala, foi elaborado o projeto de pesquisa “Concepção, Construção e Operação de Reator Anaeróbio de Leito Expandido, em Escala Real, para Tratamento de Esgotos Sanitários”, o qual resultou na implantação de um reator experimental no Campus da Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo - EESC-USP.

Esse reator da EESC-USP é parte integrante da Estação Experimental de Tratamento de Esgotos Sanitários, em escala real, sendo que apresenta leito suporte móvel para crescimento dos consórcios de microrganismos decompositores; podendo ser operado como reator de leito fixo, expandido ou fluidificado; e tendo dispositivo interno para evitar o carreamento no efluente das partículas suporte.

No presente trabalho são apresentados os resultados de 8 meses de ensaios, estudos e análises que antecederam a construção do reator experimental, bem como, as observações, resultados e conclusões de 16 meses de monitoramento da operação e manutenção dessa ETE Experimental.

2. OBJETIVOS DA PESQUISA

O objetivo principal da pesquisa foi a concepção, construção e monitoramento de um reator anaeróbio de leito suporte expandido, em escala real, utilizado no tratamento de esgoto sanitário.

Como a construção do reator em escala real representa a última etapa do aumento de escala, a pesquisa apresentou os seguintes objetivos secundários:

- definição do tipo de material suporte com :
 - * a observação da aderência dos microrganismos nas partículas suporte;
 - * o estudo da movimentação do leito suporte;
- avaliação do início do funcionamento (partida) sem inoculação prévia;
- comparação da eficiência do tratamento com diferentes rotinas operacionais (velocidade ascensional da massa líquida, razão de recirculação e tempo de detenção hidráulico no reator); com e sem unidade preliminar de retenção de sólidos; e com diferentes volumes de material suporte no reator;
- comparação da composição do efluente do reator coletado no mesmo horário do esgoto gradeado e coletado após o tempo de detenção hidráulico teórico no reator;
- acompanhamento da variação horária da composição do esgoto sanitário e do efluente do reator durante 13 (treze) coletas consecutivas;
- avaliação da potencialidade da utilização de sistema de flotação para tratamento complementar do efluente do reator;

- verificação do comportamento do leito suporte e da evolução da aderência de microrganismos na superfície das partículas de carvão ativado;
- quantificação do material descartado na ETE Experimental;
- estimativa dos custos de energia elétrica durante a operação da ETE Experimental.

3. REVISÃO DE LITERATURA

Neste capítulo apresenta-se a revisão de literatura do emprego de reatores anaeróbios de leito expandido para tratamento de águas residuárias.

Inicialmente são enfocadas a formação dos consórcios de microrganismos, na forma de biofilmes, e os diferentes tipos de reatores anaeróbios.

Em seguida são apresentadas as características dos reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado e os resultados de pesquisas da utilização desse tipo de reator para o tratamento de águas residuárias.

Finalmente são abordados aspectos relacionados com o tratamento de esgoto sanitário e o aumento de escala dos reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado.

3.1. Decomposição Anaeróbia

HARPER & POHLAND (1986) consideram que no tratamento anaeróbio existem relações simbióticas entre as diferentes bactérias, as quais regulam a participação das bactérias atuantes em cada etapa. Para esses pesquisadores são nove as etapas para decomposição anaeróbia da matéria orgânica até metano.

As duas etapas iniciais são a hidrólise de polímeros orgânicos complexos a monômeros, tais como açúcares, ácidos orgânicos e aminoácidos; e a conversão

desses monômeros orgânicos a hidrogênio, bicarbonato, ácido acético, ácido propiônico, ácido butírico e outros produtos orgânicos, tais como etanol e ácido láctico.

As etapas seguintes são relacionadas com a oxidação dos produtos orgânicos reduzidos a hidrogênio, bicarbonato e ácido acético pelas bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio (BAPH), já que o bicarbonato é utilizado na respiração das bactérias homoacetogênicas; os sub-produtos orgânicos são oxidados a acetato pelas bactérias redutoras de nitrato (BRN) e pelas bactérias redutoras de sulfato (BRS), bem como, pode ocorrer a oxidação de acetato a bicarbonato, pelas BRN e BRS; e a oxidação do Hidrogênio pelas mesmas bactérias.

Finalmente, ocorrem as etapas de formação de metano, que podem ser decorrentes da fermentação metanogênica acetoclástica ou da respiração metanogênica do hidrogênio.

SPEECE (1996) afirma que aproximadamente 2/3 da produção de metano em um reator anaeróbio recebendo matéria orgânica complexa é derivado do acetato, sendo o 1/3 restante proveniente do H_2 e CO_2 .

VAN HANDELL & LETTINGA (1994) ressaltam que para a metanogênese ocorrer em taxa máxima é importante a manutenção do equilíbrio dinâmico nas diferentes etapas, já que o aumento excessivo da concentração de ácidos pode levar ao desequilíbrio do processo.

Na digestão anaeróbia ocorre a utilização seqüencial dos subprodutos entre os diversos grupos de bactérias atuantes no processo, sendo natural que a maior aproximação física entre os grupos de bactérias envolvidas resulte em melhor formação dos consórcios de bactérias.

3.2. Consórcios de Microrganismos

A importância dos aglomerados de organismos, quer na forma de flocos, grânulos ou de biofilmes, é cada vez mais reconhecida no tratamento de esgoto, a medida que evolui o conhecimento sobre a participação dessas formações na degradação dos mais diversos substratos (CAMPOS, 1994).

GUIOT et al (1991) citam que as estruturas agregadas são um arranjo metabólico estável que cria condições nutricionais adequadas para todos os seus membros, sendo que, dentro do grânulo, a redução das distâncias difusionais para o transporte de substâncias otimiza a cooperação entre os microrganismos, por criar associações fechadas que são obrigatoriamente para degradação do substrato.

O fato dos agregados anaeróbios serem consórcios de microrganismos na forma de grânulos e biofilmes, altamente estruturados e com diferentes camadas, faz com que o contato da biomassa seja fechado e com grande sinergismo (SPEECE, 1995).

VANDERHAEGEN et al (1991) postulam que as bactérias acidogênicas fermentam açúcar formando polímeros e biomassa suficiente para atuar como centros nucleares, nos quais, posteriormente, as restantes associações metanogênicas são desenvolvidas.

Em observações de grânulos de reator UASB, em escala piloto e de laboratório, QUARMBY E FOSTER (1995) comentam que os grânulos bem formados são muito compactos e tem grande velocidade de sedimentação, resistindo aos efeitos do cisalhamento hidráulico e da velocidade ascensional do líquido.

Uma estrutura da distribuição das populações bacterianas em um grânulo, relativa a difusão de substratos e produtos, foi proposta nos experimentos de GUIOT et al. (1991), conforme mostrada na Figura 3.1.

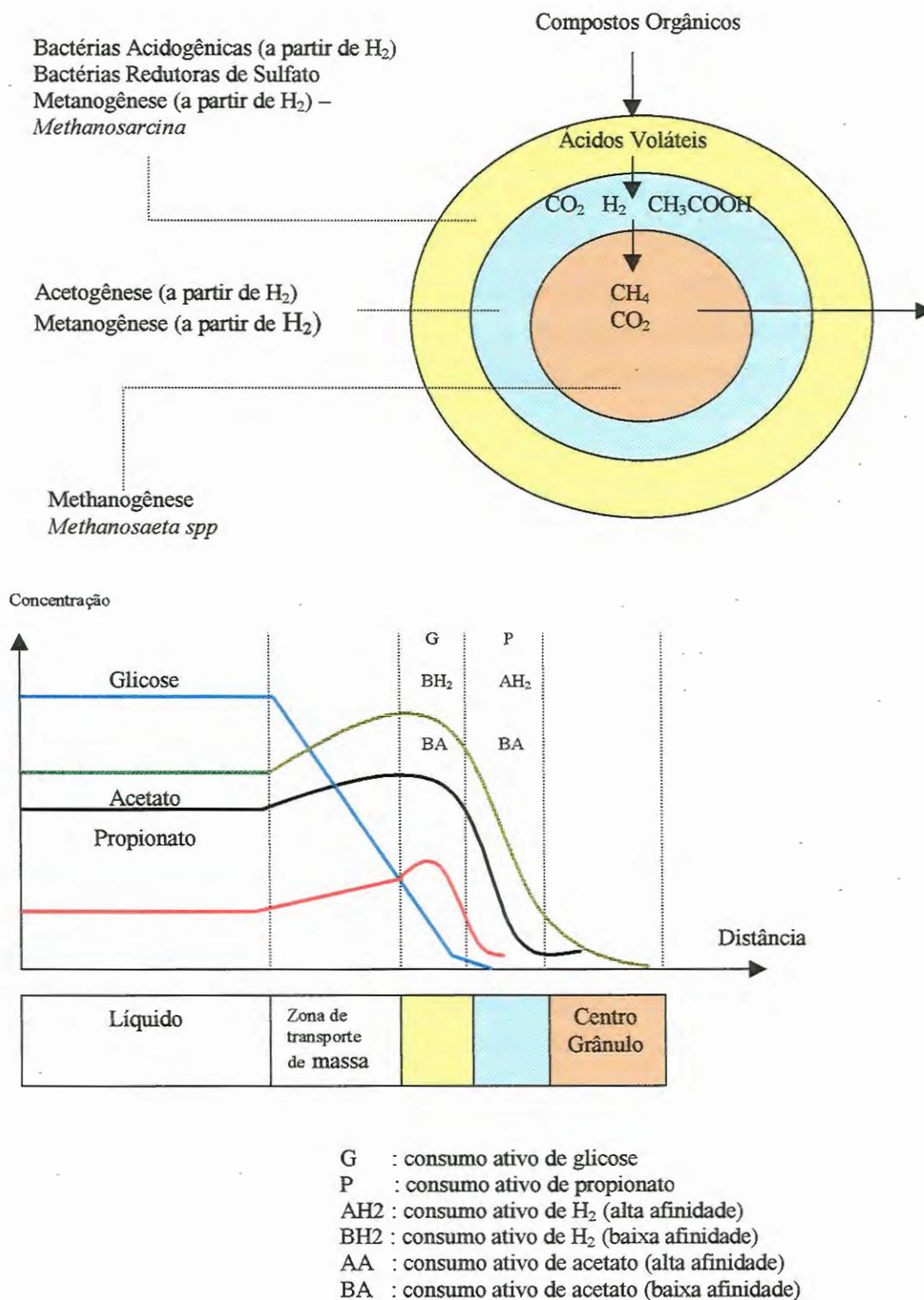


Figura 3.1: Estrutura Adaptada da Proposta por Guiot (1991) Baseada no Modelo de McCarty e Smith (1986), para Distribuição das Populações Bacterianas em Meio Anaeróbio.

GUIOT et al. (1991) consideram que o substrato atinge o grânulo por transporte de massa, quando, então, por difusão é direcionado para o seu interior, onde é transformado, entre outros produtos, como propionato, acetato e hidrogênio. Esses produtos são transportados para a massa líquida e, de forma decrescente, difundem-se para o interior do grânulo. Com isso, GUIOT et al. (1991) esquematizaram as seguintes zonas de atividades específicas: bactérias acidogênicas, redutoras de sulfato e metanogênicas hidrogenotróficas na camada externa do grânulo; bactérias acetogênicas e metanogênicas hidrogenotróficas no espaço intermediário do grânulo; e bactérias metanogênicas acetoclásticas no centro do grânulo.

QUARMBY E FORSTER (1995) verificaram que a maior incidência das bactérias *Methanothrix* (ou *Methanosaeta*) ocorre na parte central do grânulo, enquanto as bactérias *Methanosarcina* ficam na parte externa.

ARAÚJO (1995) comenta que, com exceção dos biofilmes formados por só uma espécie de organismo, todos os outros apresentam interações microbianas. Tais interações podem ser de simbiose, competição por espaço e/ou pelo mesmo substrato, etc, sendo que a associação dessas interações com outros fatores determinam a composição microbiana do biofilme.

SPEECE (1996) observa que a peculiar agregação dos microrganismos anaeróbios em biofilmes e grânulos otimiza a cooperação entre os organismos associados, devido reduzir as distâncias difusionais para transferência dos metabólitos. De acordo com CAMPOS (1994), com as devidas aproximações, as conclusões do trabalho publicado por GUIOT et al (1991) podem ser estendidas para biofilmes.

No entanto, a distribuição das populações bacterianas aderidas em partícula suporte compacta deve ser diferente da proposta por GUIOT et al.(1991) para os grânulos, bem como da que ocorre em partículas suporte com porosidade interna, em

razão da entrada do substrato e da saída dos sub-produtos ocorrer no mesmo espaço físico. Uma possível representação dessa situação é sugerida na Figura 3.2.

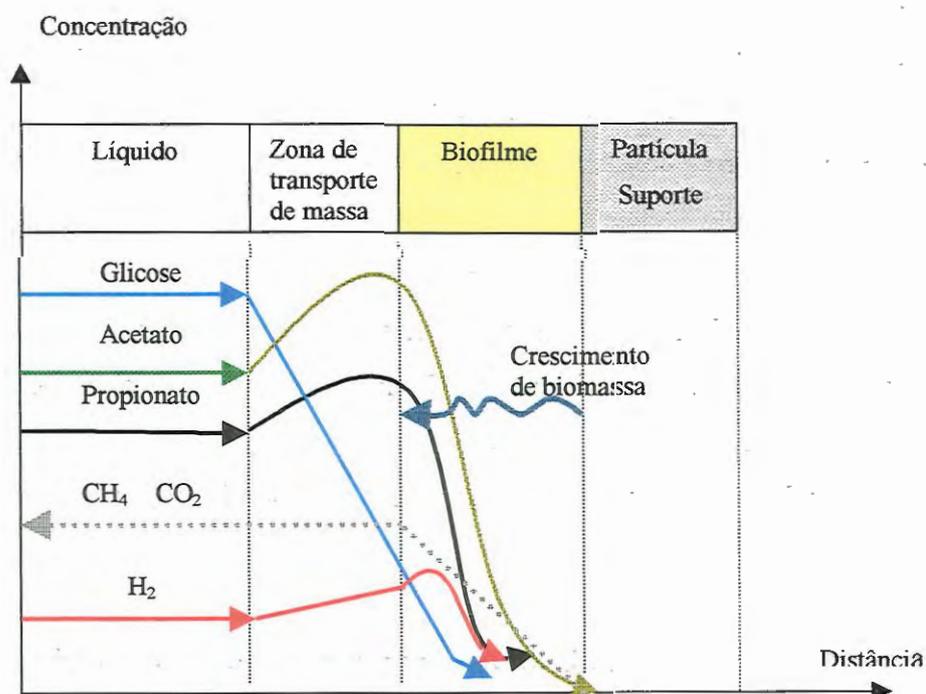
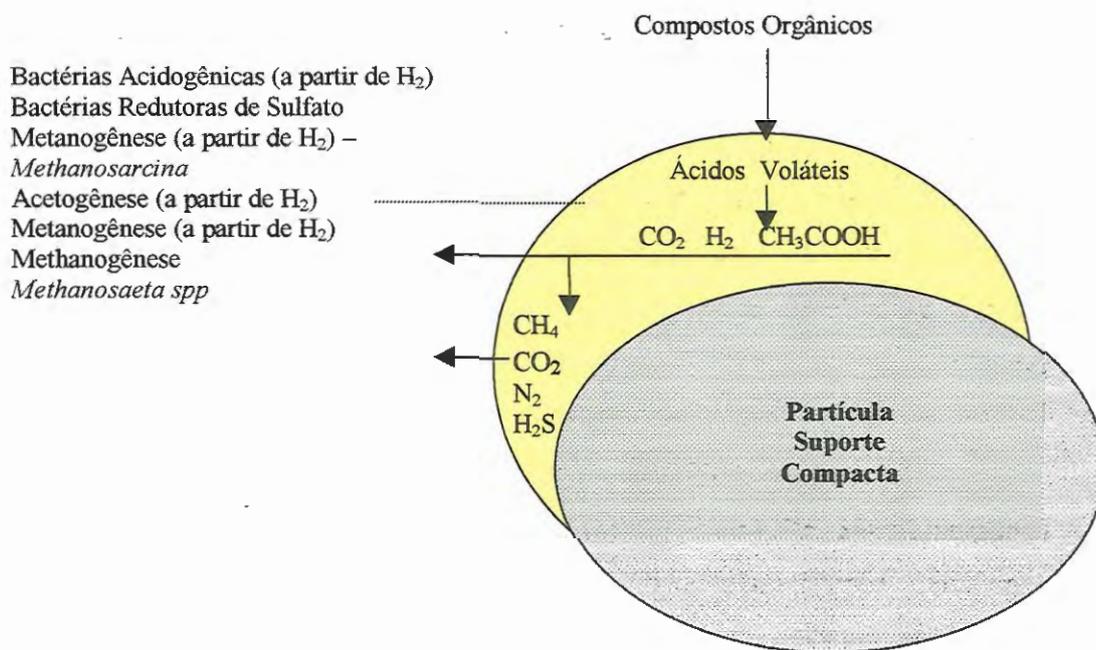


Figura 3.2: Representação da Distribuição das Populações Bacterianas em Biofilme Anaeróbico Aderido em Partícula Suporte Compacta.

3.2.1. Biofilme Anaeróbio

As bactérias aderem fortemente e com rara capacidade em superfícies como o dente e o pulmão do homem, o intestino da vaca e em rochas submersas em corpos d'água em rápido movimento (COSTERTON et al., 1978).

Segundo STRONACH et al. (1986), praticamente todas as superfícies imersas em um meio líquido podem ser colonizadas por células bacterianas que crescem e proliferam aderidas.

A fixação bacteriana em uma superfície suporte é realizada em etapas consecutivas, as quais podem ser divididas em etapas de transporte, de fixação e de desprendimento. BRYERS (1988) considera que processos relacionados com a deposição, com o metabolismo e com a remoção atuam na formação e crescimento do biofilme.

Inicialmente ocorre a aproximação, envolvimento e aderência do material orgânico na superfície do material suporte. Com isso, os microrganismos decompositores se estabelecem e intensificam o metabolismo para obtenção de energia, crescimento celular e produção de polímeros extracelulares, o que possibilita a adesão ao meio suporte e a formação do biofilme.

A bactéria pode alcançar a superfície da partícula suporte pelo movimento Browniano, pelas correntes líquidas ou pela sua própria capacidade de movimentação (FLETCHER, 1979).

Em seguida a fase de transporte ocorre a fase de aderência, que fundamentalmente é um processo físico-químico reversível ou irreversível, sendo que a bactéria não apresenta mais movimento browniano após a aderência de forma irreversível, somente podendo ser removida pela ação de forças muito fortes de cisalhamento (ARAÚJO, 1995).

Para SALKINOJA et al. (1983), a aderência de microrganismos na superfície da partícula resulta do balanço das forças de atração (van der Waal's) e das forças de repulsão (eletrostáticas), com predominância das primeiras.

Após a fixação é iniciado o crescimento de novas células, já ligadas umas às outras, resultando no desenvolvimento de microcolônias ou dos biofilmes, sendo que as estruturas especiais da superfície celular (fibrilas ou polímeros) também participam ao formarem ligações fortes entre a célula e a superfície sólida, as quais são denominadas de fixação ou aderência firme. FLETCHER (1979) cita que algumas espécies de *Enterobacteriaceae* e *Pseudomonas* apresentam essas estruturas especiais para fixação em partículas suporte.

Assim, o biofilme propriamente dito e o meio suporte formam um conjunto denominado comumente de biopartícula.

De acordo com ARAÚJO (1995), a composição microbiana de um biofilme é determinada principalmente por 3 (três) processos internos, que são a conversão microbiana do substrato, a expansão do volume de biomassa e o transporte dos substratos pela difusão molecular; e por fatores que limitam o crescimento, como as forças cisalhantes.

van LOOSDRECHT et al. (1995) observam que a estrutura do biofilme é influenciada pela taxa de carregamento do substrato na superfície do biofilme; pelas condições hidrodinâmicas e pelo tipo de organismos participantes.

Independente do maior entendimento conceitual da aderência de microrganismos em partículas suporte, ainda existe grande divergência quanto aos modelos matemáticos que tentam explicar o biofilme.

HERMANOWICZ et al. (1995) comentam que os modelos tradicionais descrevem os biofilmes como uma camada homogênea e contígua que contém células bacterianas uniformemente distribuídas, onde as células estão

presumivelmente envoltas por uma matriz tipo gel formada pelos polímeros extracelulares, sendo a difusão molecular o único mecanismo de transporte de nutrientes e produtos metabólicos através do biofilme.

Segundo BENTHUM et al. (1995), em análises microscópicas foi possível constatar que os biofilmes não apresentam superfície lisa e nem distribuição uniforme de microrganismos, o que vai contra as hipóteses dos modelos mais antigos que se baseavam em: a) distribuição uniforme dos microrganismos, b) superfície plana, c) densidade constante, d) transporte de solutos e biomassa em uma dimensão.

van LOOSDRECHT et al. (1995) citam que os biofilmes são estruturas não controladas, altamente complexas, porosas e muito heterogêneas, sendo que sua estrutura externa resulta do balanço entre a fração desprendida (separada pela ação das forças de arraste) e os processos de crescimento dos microrganismos.

HERMANOWICZ et al. (1995) criticam muito o modelo tradicional do biofilme ao comentarem que, freqüentemente, os biofilmes não são uniformes e homogêneos, mas sim cheios de interstícios e canais.

As dificuldades para modelação do biofilme são aumentadas em função das diferentes características dos meios suportes, já que as partículas podem ser porosas ou compactas, rugosas ou lisas, orgânicas ou inorgânicas, bem como, a composição do substrato, o comportamento hidrodinâmico da massa líquida e a mobilidade do leito também devem ser considerados durante os estudos de modelação.

Outra dificuldade para elaboração dos modelos matemáticos, que caracterizam a formação e desenvolvimento dos biofilmes, são as diferentes maneiras de entrada em operação (partida) dos reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado.

Geralmente o biofilme é originado nas fissuras do material suporte, local em que é diminuída a ação das forças hidrodinâmicas de arraste do material fixado. Com

o crescimento da biopelícula (aumento da espessura do biofilme) é maior a exposição do biofilme ao meio ambiente, o que possibilita, em algumas situações, o desprendimento parcial ou total do biofilme.

Entre os fatores que podem provocar o desprendimento do biofilme de um meio suporte estão a predação das bactérias por protozoários; o cisalhamento relacionado com a hidrodinâmica do sistema; a abrasão devido a colisão de duas ou mais biopartículas; a endogenia das bactérias responsáveis pela fixação no meio suporte; e, o enfraquecimento provocado pela expansão do gás produzido durante a utilização do substrato.

A ocupação das cavidades e poros das partículas pelos biofilmes é, de acordo com IZA (1991), devido as bactérias estarem protegidas nesses locais de choques entre partículas e da menor intensidade das forças de arraste, o que possibilita maior sucesso da aderência.

Assim, a formação do biofilme é, segundo van LOOSDRECHT et al. (1995), influenciada pela taxa de carregamento do substrato, pelo rendimento da biomassa e pela densidade da biomassa, enquanto o nível de arraste, a taxa de crescimento do biofilme e a presença de protuberâncias são relacionados com o desprendimento do biofilme.

STRONACH et al. (1986) consideram que a formação e desprendimento do biofilme em uma superfície submetida ao escoamento do fluido ocorre em 5 etapas, conforme mostrado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1: Etapas de Formação do Biofilme Anaeróbio.

Etapa	Situação
1	* Transporte das moléculas orgânicas e sua adsorção nas partículas suporte;
2	* Transporte dos microrganismos para a superfície da partícula suporte;
3	* Aderência da bactéria que pode ser inicialmente rápida, influenciada pelas forças eletrostáticas e de van der Waals; ou firme, pela ação dos polímeros extracelulares;
4	* Formação do biofilme pela atividade metabólica dos microrganismos aderidos;
5	* Desprendimento de áreas do biofilme maturado pelas forças de arraste;

Fonte: Adaptado de Stronach et al (1986).

3.2.2. Polímeros Extracelulares

Os polímeros extracelulares são os principais responsáveis pela formação dos consórcios de microrganismos (flocos, grânulos ou biofilmes), sendo constituídos por polissacarídeos, proteínas e lipídios produzidos no interior dos microrganismos e liberados para o ambiente externo (FLEMMING, 1995).

Carboidratos, proteínas, DNA e substâncias húmicas podem ser encontrados como componentes dos polímeros extracelulares, sendo que essas substâncias podem ser excretadas pelos organismos participantes da formação do biofilme, adsorvidas do meio ou resultantes da lise celular (JAHN E NIELSEN, 1995).

CAMPOS (1989) notou aumento no rendimento de geração de “biomassa” quando um reator anaeróbio de leito expandido, em escala piloto, foi alimentado com concentrações elevadas de carboidratos, tendo sido formados aglomerados de até 1,0 cm de diâmetro, a maior parte constituída por polímeros extracelulares.

SPEECE (1996) observa que os carboidratos fornecem mais energia que as proteínas, o que resulta em maior síntese celular.

FLEMMING (1995) comenta que a composição dos polímeros extracelulares é diferente entre as bactérias, sendo nas células gram negativas constituído por lipopolissacarídeos, cápsulas de polissacarídeos e outros polissacarídeos e proteínas excretadas, que estão menos firmemente aderidas à superfície das células, enquanto nas células gram positivas são ácidos lipoteicoicos, bem como, polissacarídeos e proteínas, que não estão ancoradas na parede celular.

COSTERTON et al. (1978) denominam de “glicocalix” a massa de longas fibras de polissacarídeos que se estendem da superfície bacteriana envolvendo uma célula individual ou uma colônia. Estas fibras são cadeias de moléculas de açúcar, geradas por enzimas bacterianas, que aderem umas as outras ou em superfícies inertes.

Apesar do glicocálix ou cobertura celular ser considerado polímero extracelular, sendo descrito frequentemente como a zona periférica, rica em carboidratos, da maioria das células eucarióticas, não deve ser confundido com o material capsular e o gel (Araújo, 1995).

GERH E HENRY* apud JUDICE (1991) afirmam que o material aderido às células é o material capsular, enquanto o gel é o material levemente aderido ou em volta das células, sendo que ambos constituem material extracelular que pode ser removido sem causar ruptura celular e, por isso, mantendo a célula viável.

Assim, os polímeros extracelulares podem ser tanto o material capsular quanto o gel, apenas não se sabendo porquê algumas bactérias são capazes de produzir os dois, ou somente um deles (ARAÚJO, 1995).

* GERH, R. & Henry, J.G. (1983). Removal of Extracellular material Techniques and Pitfalls. *Wat. Res.*, Vol 17, N.12, 1743-1748p. apud Judice, M.A. (1991). **Determinação de Componentes Extracelulares de Lodos Ativados**. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Universidade de São Paulo (USP).

Os polímeros extracelulares protegem as células contra a presença de substâncias tóxicas, o atrito entre as partículas e a eventual ação de bacteriófagos, assim como concentram uma reserva de íons no caso de se tratar de um meio pobre em nutrientes. A sua consistência gelatinosa aparentemente favorece o crescimento do biofilme por aglomeração de células em suspensão e materiais particulados (TERÁN, 1995).

FLEMMING (1995) relata que muitos microrganismos produzem polímeros extracelulares quando crescem em culturas suspensas ou em biofilmes, sendo que uma considerável parte da proteína dos polímeros extracelulares pode ser enzimas extracelulares.

STRONACH et al. (1986) observam que os polímeros extracelulares possibilitam a aderência de microrganismos em materiais suporte, a formação de grânulos (*pellets*) e a floculação biológica.

A força estrutural do grânulo é relacionada com a composição dos polímeros extracelulares, sendo um grânulo estruturalmente forte quando a razão proteínas / carboidratos é baixa, ou seja, quando a concentração de carboidratos é grande (QUARMBY & FORSTER, 1995).

TAVARES et al. (1995) comentam que o biofilme é constituído por microrganismos e produtos do metabolismo, especialmente exopolímeros tais como polisacarídeos, os quais são os compostos chave para os processos de adesão dos microrganismos em meios suportes.

Grande produção de polímeros extracelulares foi observada nas pesquisas, de ARAÚJO (1995) e TERÁN (1995), realizadas com um reator anaeróbio de leito fluidificado ($h = 1,65$ m; diâmetro (ϕ) = 0,08 m; $V = 20$ l e partículas suporte de areia $\phi_{\text{médio}} = 0,2$ mm), alimentado com esgoto sanitário sintético com taxas crescentes de carregamento orgânico (1,0 a 24,38 kg DQO / m^3 .dia). Em sua

pesquisa ARAÚJO (1995) comenta que os carboidratos e proteínas somados constituíram cerca de 60 % do biofilme.

Ainda existe muita controvérsia quanto ao período e as condições que levam à formação dos polímeros extracelulares, sendo que os autores, de modo geral, acreditam que a produção dos polímeros extracelulares ocorre na fase do metabolismo endógeno celular, quando os organismos se encontram em um ambiente oligotrófico (ARAÚJO, 1995).

No entanto, autores como FLETCHER (1979), consideram que a produção dos polímeros ocorre na fase de crescimento exponencial, sendo um dos procedimentos do metabolismo bacteriano para a utilização do substrato presente no meio.

Ainda não existe consenso quanto à composição e fase de produção dos polímeros extracelulares. Porém, já é constatado que essas substâncias extracelulares variam de bactéria para bactéria, sendo relacionadas com as condições ambientais e dependendo do substrato afluente.

COSTERTON et al. (1978) comentam que a natureza química dos polímeros extracelulares não deve ser a mesma nas diferentes etapas da vida de uma bactéria, enquanto Campos (1994) ressalta que as bactérias podem produzir diferentes polímeros, com diferentes velocidades, durante suas fases do ciclo de crescimento.

Segundo ARAÚJO (1995), os efeitos das condições do meio e de outras condições de crescimento (como, por exemplo, concentração de nitrogênio, carboidrato, pH, temperatura) são relacionados com a produção de polímeros extracelulares, variando de espécie para espécie.

Apesar de ser difícil de determinar a composição e o momento exato em que ocorre a produção de polímeros extracelulares, se na fase lag, de crescimento

exponencial, ou, na fase de metabolismo endógeno, é possível concluir que os polímeros extracelulares são fundamentais para a manutenção das células bacterianas no ambiente natural, pois atuam como barreira protetora, permitem a aderência da(s) bactéria(s) em superfície(s) suporte e facilitam o contato e utilização do substrato presente no meio.

3.3. Reatores Anaeróbios

A evolução do tratamento biológico de águas residuárias demonstra que devem ser fornecidas condições adequadas, em termos de substrato afluente e ambiente dos reatores, para formação e desenvolvimento dos consórcios de microrganismos.

Os reatores biológicos de concepção mais recente apresentam tempo médio de retenção dos microrganismos ativos muito maior que o tempo médio de detenção hidráulica. Com isso, é explorada ao máximo a potencialidade natural de utilização do material orgânico, favorecendo o aumento na concentração desses mesmos microrganismos (CAMPOS, 1989).

van HAANDEL & LETTINGA (1994) comentam que apesar da grande maioria dos sistemas de tratamento biológico utilizar mecanismo aeróbio, distinguindo-se os sistemas com lodo em suspensão (lodo ativado, valo de oxidação, lagoa aerada) e com lodo fixo (filtro biológico), nos últimos anos é crescente o interesse pela aplicação do tratamento anaeróbio de águas residuárias.

Para JEWELL et al. (1981) existem razões econômicas para justificar a utilização do tratamento anaeróbio, já que o tratamento aeróbio consome muita energia e gera grande volume de lodo. De acordo com esses autores, aproximadamente 1% da energia consumida nos EUA é utilizada no tratamento aeróbio de esgoto sanitário.

A comparação dos sistemas anaeróbios com biofilme com sistemas aeróbios utilizados no tratamento de águas residuárias, realizada por LAQUIDARA et al. (1986), em escala de laboratório, demonstra que os primeiros apresentam maior adequação às cargas orgânicas elevadas; menor dependência do tempo de detenção hidráulica (TDH); boa retenção de biomassa; recuperação mais rápida para cargas de choque e substâncias tóxicas; menor produção de lodo; e, aproveitamento potencial dos produtos finais.

Para CAMPOS (1990), as pesquisas de YOUNG E McCARTY*, na década de 60, foram um dos fatores para a evolução acelerada do conhecimento e do emprego dos reatores anaeróbios não convencionais, como o filtro anaeróbio, o reator UASB, o reator compartimentado e os reatores de leito expandido/fluidificado.

O interesse pela otimização dos reatores anaeróbios existentes e pelo desenvolvimento de novas configurações vem aumentando, devido o menor volume de lodo e a redução nos custos de operação do tratamento anaeróbio, quando em comparação com o tratamento aeróbio.

FORESTI et al (1999) ressaltam que a tendência de uso de reator anaeróbio como principal unidade de tratamento biológico de esgoto deve-se, principalmente, à constatação de que fração considerável do material orgânico (em geral próxima de 70 %) pode ser removida, nessa unidade, sem dispêndio de energia ou adição de substâncias químicas auxiliares. Esses autores ainda citam que unidades de pós-tratamento podem ser usadas para a remoção de parcela da fração remanescente de material orgânico, de forma a permitir a produção de efluente final com qualidade compatível com as necessidades que se impõem pelos padrões legais de emissão de efluentes e a preservação do meio ambiente.

* McCARTY, P.L (1966). Anaerobic treatment of Soluble Wastes. **Stanford University**; Young, J.C. & McCARTY, P.L. (1968). The Anaerobic Filter for waste treatment. **Stanford University Technical Reports**, no. 87; Young, J.C. & McCARTY, P.L. (1968). The Anaerobic Filter for waste treatment. **Stanford University Technical Reports**, no. 87; e Young, J.C. & McCARTY, P.L. (1969). The Anaerobic Filter for waste treatment. **Journal Water Pollution Control Federation**, v.41,no.5, 160-173p. apud CAMPOS, J.R. (1990). Proyecto y Operación de Filtros Anaerobios para tratamiento de Efluentes Líquidos Industriales. **Taller Regional y Conferencia sobre Tratamiento Anaeróbio de Aguas Residuales en America Latina**. Ciudad del Mexico.

A.NETO (1997) comenta que os reatores anaeróbios para tratamento de esgotos podem ser distinguidos em dois grupos em relação à fase líquida: reatores de lodo passivo e reatores de lodo ativo¹, sendo este último grupo dividido em reatores com biomassa aderida em material suporte e com biomassa não aderida (suspensa).

Na Tabela 3.2 são classificados os reatores anaeróbios usuais e em fase de pesquisa com base no fluxo da massa líquida e nas características dos consórcios de microrganismos (tipo de biomassa).

Tabela 3.2 : Tipos de Reatores Biológicos de Tratamento Anaeróbio.

Reator	Fluxo	Tipo de Biomassa
Fossa Séptica	horizontal e ascendente	Suspensa e Sedimentado;
Decanto - Digestor	horizontal e ascendente	Suspensa e Sedimentado;
Seqüencial em Batelada		Suspensa
UASB	ascendente	Suspensa;
Leito Granular Expandido	ascendente	Suspensa;
Filtro Anaeróbio	ascendente	Aderido em Suporte Fixo;
Compartimentado ²	ascendente e horizontal	Suspensa;
Lagoa Anaeróbia	horizontal e ascendente	Suspensa e Sedimentado;
Biodisco Anaeróbio	horizontal	Aderido em Suporte Fixo;
Horizontal de Leito Fixo ³	horizontal	Aderido em Suporte Fixo
Leito Expandido	ascendente	Aderido em Suporte Móvel;
Leito Fluidificado	ascendente	Aderido em Suporte Móvel.

1 O lodo ativo fica suspenso na fase líquida e participa diretamente da decomposição do substrato, enquanto o lodo passivo tende a sedimentar;

2 Campos e Povinelli realizam pesquisa, em escala piloto, para utilizar leito fixo na última célula do reator compartimentado;

3 Atualmente em escala piloto, estando Foresti e Zaiat pesquisando o aumento da escala.

De acordo com KATO et al. (1999), um dos mais importantes fatores que governam a seleção da configuração é a existência de condições favoráveis para a imobilização de biomassa ativa e a sua necessária retenção no interior do reator anaeróbio, uma vez que a não-agregação ou a perda de lodo já imobilizado com o efluente influencia grandemente no sucesso ou insucesso do desempenho do tratamento.

ZAIAT (1996) comenta que os fenômenos que governam a auto-imobilização já estão bem compreendidos sob vários aspectos, porém não há garantia de formação e manutenção do lodo anaeróbio nos sistemas, sendo essa incerteza um ponto negativo para a utilização de lodo na forma auto-imobilizada. Segundo esse autor, a utilização de suportes inertes aparece como solução segura para manutenção de biomassa imobilizada.

Em algumas situações, os reatores com leito suporte fixo podem apresentar problemas de entupimento dos espaços vazios, provocando perda de carga excessiva e curtos circuitos, o que somente será solucionado com a manutenção do leito. CHANG et al. (1991) comentam que a fluidificação do leito suporte é uma técnica promissora para evitar esse tipo de problema, pois o movimento das partículas aumenta a porosidade do leito, evitando o bloqueio pelos sólidos.

As principais vantagens dos reatores de leito suporte móvel frente aos de leito fixo são, segundo POLANCO et al. (1990): maior homogeneidade de distribuição de sólidos e de temperatura; resistências difusionais menores, devido o menor tamanho das partículas; facilidade para introduzir ou eliminar sólidos no sistema, o que possibilita o funcionamento contínuo; pequena perda de carga; manutenção da individualidade das partículas; e, inexistência de problemas de colmatação do leito.

JEWELL et al. (1981) comentam que o reator anaeróbio de leito expandido foi desenvolvido para se tentar maximizar a biomassa, que pode ser mantida no

interior de um reator submetido a elevadas vazões; e para minimizar as limitações difusionais do substrato e os problemas de colmatação.

Assim, a grande difusão do substrato e a mobilidade do leito suporte nos reatores de leito expandido e fluidificado são avanços em relação aos outros reatores anaeróbios com biomassa aderida (biodisco e filtro anaeróbio).

Uma outra vantagem desses reatores é a operação com maior velocidade ascensional do líquido e menor TDH, sem que ocorra arraste de biomassa, quando comparados com reatores com biomassa suspensa, como o UASB.

JEWELL E MORRIS (1981) observam que o reator anaeróbio de leito expandido é estável às variações horárias do esgoto sanitário, tendo pequeno tempo de detenção hidráulica, produzindo pouco ou quase nenhum lodo secundário e gerando energia como subproduto.

Em razão dos reatores de leito expandido / fluidificado não necessitarem de unidade adicional para funcionar como decantador secundário, apresentarem grande área superficial das partículas suporte, elevada concentração de biomassa, boas condições de mistura da biomassa com o substrato e pequena perda de carga no leito são aspectos destacados, por ROVATTI et al. (1995), como vantagens da utilização desse tipo de sistema para tratamento de águas residuárias.

3.4. Reator Anaeróbio de Leito Expandido / Fluidificado

O reator de leito expandido / fluidificado é um reator vertical, com fluxo ascendente da massa líquida para promover a suspensão das partículas componentes do leito, as quais servem de suporte para os consórcios de microrganismos que realizam a decomposição do substrato afluente (JEWELL et al, 1978, METCALF-EDDY, 1991, CAMPOS E PEREIRA, 1999).

POLANCO E SANZ (1989) observam que o reator anaeróbio de leito fluidificado é um reator trifásico, gás-sólido-líquido, em que as partículas suporte são fluidificadas pelo fluxo ascendente da corrente líquida formada pela recirculação e o afluente a tratar.

A suspensão do leito é conseguida com o estabelecimento de velocidade de escoamento ascensional adequada, dependendo da dimensão e densidade das biopartículas (material suporte + biofilme). Como na maioria dos reatores a vazão afluente de água residuária é limitada pelo tempo de detenção hidráulica de operação, o emprego do sistema de recirculação de uma parcela do efluente é que garante a flexibilidade e segurança durante a operação do reator, em termos de velocidade de escoamento ascensional e tempo de detenção hidráulica (CAMPOS E PEREIRA, 1999).

Os reatores de leito expandido / fluidificado podem ser construídos em concreto, chapa metálica, fibra de vidro, etc, sendo constituídos por região de reação, região de sedimentação, dispositivo de coleta de biogás, sistemas de entrada, saída e recirculação, conforme esquematizado na Figura 3.3.

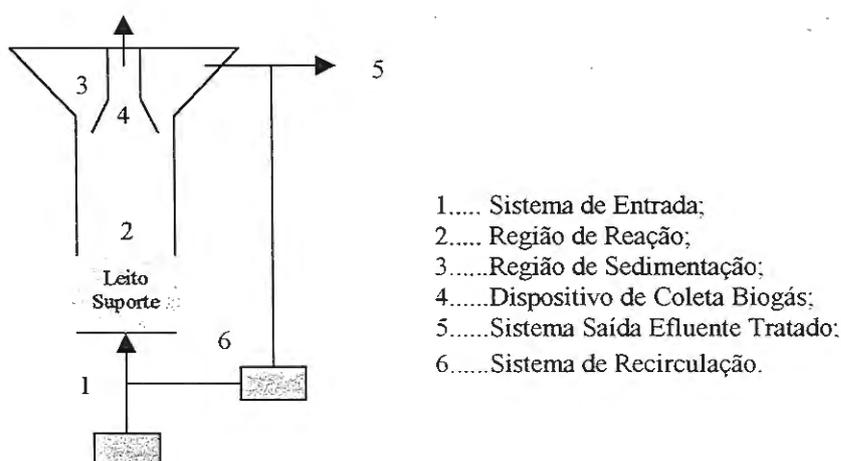


Figura 3.3: Partes Componentes do Reator Anaeróbio de leito Expandido / Fluidificado.

O leito suporte ocupa parte da região de reação do reator, na qual ocorre a degradação do substrato e a suspensão do leito. Segundo JEWELL & MORRIS (1981), existem 4 (quatro) “fases” dentro do volume ativo (região de reação) do reator: o meio inerte, o filme microbiano aderido no meio, a matéria retida e o líquido livre.

A região de sedimentação pode ser incluída no próprio reator ou pode constituir uma unidade independente, sendo empregada para evitar o carreamento de partículas no efluente tratado.

JEWELL et al. (1978) citam que a maior parte das conversões biológicas do material orgânico e a produção dos gases metano e CO₂ ocorrem no leito expandido, sendo que existe pequena atividade biológica na zona de clarificação, que tem como principal função atuar como sedimentador para evitar escape de partículas.

O dispositivo de coleta de biogás pode ser de vários tipos, porém, normalmente é semelhante ao utilizado nos reatores UASB, sendo, na maioria dos reatores, instalado na parte central da região de sedimentação.

3.4.1. Evolução

MILLER (1981) observam que os melhoramentos cinéticos proporcionados pela expansão / fluidificação do leito tem sido utilizados quimicamente e biologicamente por aproximadamente 50 e 35 anos, respectivamente, embora o entendimento da hidrodinâmica envolvida somente tenha começado a ser desenvolvido a partir de 1950.

Apesar de os reatores de leito móvel serem empregados há muito tempo em processos biológicos industriais e em certos tipo de câmaras de combustão, ainda são

alternativas recentes e promissoras para o tratamento de águas residuárias (TERÁN, 1995).

JEWELL e colaboradores desenvolveram o reator de leito fluidificado, nos anos 70, para acumular a máxima quantidade de biomassa e ter capacidade de tratar águas residuárias com sólidos suspensos sem problema de colmatação (VELAZQUEZ, 1990).

Em 1971 foi proposta a utilização de filmes de microrganismos aderidos em grandes áreas superficiais por volume, para minimizar as limitações difusionais; e a operação do reator com maiores velocidades ascensionais, para aumentar a espessura inicial das partículas suporte (JEWELL et al., 1981).

Ainda na década de 70, os grupos liderados por JERIS (1974) e por JEWELL (1982), desenvolveram pesquisas semelhantes, porém independentes, sobre a aplicação de reatores de leito expandido/fluidificado, com areia como meio suporte, para remoção de matéria carbonácea e nitrogenada (desnitrificação).

Os desenvolvimentos tecnológicos de meios suporte para tratamento de águas residuárias em reatores de leito expandido / fluidificado também são relatados a partir dos anos 70, sendo as primeiras pesquisas realizadas no *Manhathan College* em Nova York – Estados Unidos, no *U.S.EPA Municipal Environmental Research Laboratory* em Cincinnati – Estados Unidos e no *Water Research Center* em Medmenham – Inglaterra (SUTTON & MISHRA, 1994).

A maioria dos estudos realizados pelo Prof. JEWELL e colaboradores, entre 1974 e 1982, na *Cornell University* – EUA, enfocaram inicialmente a utilização desses reatores para o tratamento de substratos solúveis, sendo em seguida verificado o tratamento de águas residuárias com material particulado.

Independente das pesquisas realizadas pelo grupo da *Cornell University* terem sido realizadas com substratos sintéticos e com reatores em escala de

laboratório (volume de 1 l), os resultados obtidos foram fundamentais para demonstrar a viabilidade técnica e econômica dos reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado, o que despertou o interesse de outros pesquisadores.

No seminário realizado em Manchester – Inglaterra, em 1981, o reator de leito fluidificado foi considerado como o desenvolvimento mais significativo no campo do tratamento de águas residuárias nos últimos 50 anos. Contudo, ainda não existia nenhum em escala real para tratamento de águas residuárias (COOPER & ATKINSON, 1981).

O setor industrial nos EUA parece ter sido o primeiro a perceber as vantagens desses reatores de leito móvel, razão pela qual esse tipo de reator passou a ser instalado, em escala real, no tratamento aeróbio de resíduos líquidos industriais, especialmente os gerados em refinarias e indústrias petroquímicas.

Os resultados favoráveis obtidos com o reator aeróbio de leito expandido / fluidificado provocaram aumento quantitativo e qualitativo das pesquisas, o que facilitou o desenvolvimento de novas configurações, o interesse pelos reatores anaeróbios, o aumento da escala e a utilização de diferentes substratos.

Apesar de em 1981 os reatores anaeróbios de leito expandido já serem uma alternativa atrativa para o tratamento de águas residuárias (MORRIS & JEWELL, 1981), a demora para o aumento da escala foi muito grande.

De outro modo, a difusão em escala mundial das inovações tecnológicas dos reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado foi, e ainda é, pequena e vagarosa, sendo essa talvez uma possível explicação para ser tão limitada a aplicação desses reatores no tratamento de esgoto sanitário.

Os centros de pesquisa do Departamento de Engenharia Química da *Universidad de Valladolid*, na Espanha, e da Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo (EESC-USP), no Brasil, estão entre os primeiros a

realizar pesquisas referentes ao tratamento de esgoto sanitário em reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado, o que ocorre desde a metade da década de 80.

As primeiras pesquisas na EESC-USP com reatores anaeróbios de leito expandido foram coordenadas pelo Prof. Campos, que teve, entre outros, as colaborações de AKUTSU (1985), MARAGNO (1988), VIEIRA (1989), THEREZO (1993), COSTA (1994), TERÁN (1995), ARAÚJO (1995).

Tanto a experiência americana, espanhola e brasileira indicam que o aumento da escala dos reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado é a forma mais indicada para confirmar a sua potencialidade para o tratamento de esgoto sanitário de zonas urbanas.

Apesar dos reatores de leito expandido / fluidificado serem a mais recente inovação na tecnologia do tratamento anaeróbio (DROSTE, 1997), é importante atentar para a afirmação de ATKINSON (1981) que o aumento de escala é uma curva de aprendizado baseado em 3 (três) pontos importantes: a economia de escala, a intensificação do processo e a descoberta de um sistema alternativo, após o qual o ciclo de desenvolvimento se repete.

3.4.2. Denominação

As denominações dos reatores com leito suporte móvel ainda não estão unificadas na literatura técnica, o que provoca confusões e desentendimentos, especialmente durante as variações das condições operacionais.

A passagem da massa líquida em fluxo ascensional nos espaços vazios é semelhante no leito fixo, expandido e fluidificado, o que, em alguns casos, dificulta a interpretação do comportamento do leito.

O desconhecimento do real movimento do leito, especialmente durante as mudanças de velocidade que alteram o estado do leito, de fixo para expandido e de expandido para fluidificado ou vice-versa, leva a falta de uniformidade da terminologia, a qual ainda é confundida pela recente e progressiva evolução das configurações desses reatores; pelo desencontro de conceitos entre autores; ou pelos jargões técnicos utilizados em diferentes áreas do conhecimento.

Uma outra confusão na terminologia é provocada pelos detentores de patente e firmas comerciais adotarem nomes de fantasia, como reator de leito expandido, reator de leito móvel, transportador assistindo leito de lodo, etc, os quais, segundo IZA (1991) são essencialmente reatores de leito fluidificado.

Apesar de IZA (1991) ter razão em algumas situações, nem todos os reatores com leito suporte apresentam o mesmo comportamento hidrodinâmico, justificando o maior entendimento das peculiaridades de cada um desses reatores e a classificação mais detalhada, o que, naturalmente, irá requerer denominação específica para cada um deles.

A maneira mais fácil e rápida de denominação é pela observação do aumento percentual na altura do leito estático. CHERNICHARO (1997) comenta que a expansão do leito é usualmente mantida entre 10% e 20%, enquanto a fluidificação ocorre entre 30% e 100%.

Uma outra forma para caracterizar e denominar o reator é pelo aumento no volume do leito estático. JEWELL et al. (1978) comentam que o reator é expandido para aumentos entre 10 e 20% do volume estático e fluidificado para aumentos superiores a 100% no volume inicial do leito.

A denominação do reator a partir das variações percentuais na altura e no volume estático do leito é simples, rápida e prática, porém não pode ser considerada teoricamente correta, já que outros fatores precisam ser analisados, como a velocidade ascensional da massa líquida, a porosidade e a perda de carga no leito.

CLEASBY & FAN (1981) e DROSTE (1997) são autores que preferem traçar a curva de movimentação do leito em função da variação da velocidade ascensional e da perda de carga para, então, definir se o reator é expandido ou fluidificado.

A mudança no comportamento do leito submetido a progressivos aumentos da velocidade ascensional deve ser observada, sendo o leito considerado expandido, quando a perda de carga aumenta linearmente com o aumento da velocidade ascensional, ou fluidificado, quando a perda de carga é constante independente do aumento da velocidade ascensional.

Teoricamente existe um ponto de transição entre o comportamento expandido e fluidificado do leito, porém, esse ponto é de difícil determinação prática, razão pela qual é mais adequado observar a região em que ocorre essa transição.

As diferentes formas de denominar o movimento do leito no reator já ocasionam inconvenientes, como confusões teóricas, dúvidas para alterar a rotina operacional desses reatores e dificuldades para comparar as experiências de diferentes autores, o que justifica a padronização da terminologia.

Dessa forma, em termos práticos e teóricos, o conhecimento do real comportamento do leito (perda de carga, porosidade, velocidade ascensional, etc) é o mais correto, daí ser preferível denominar o reator de acordo com as recomendações de CLEASBY & FAN (1981) e DROSTE (1997).

3.4.3. Material Suporte

A combinação de conhecimentos da engenharia, da química e da biologia para aumentar o tempo de retenção dos microrganismos ativos no reator constitui-se

num dos recentes avanços para o tratamento de águas residuárias, pois propicia o desenvolvimento de reatores com partículas suporte para a formação de biofilmes.

O fato do material suporte ser a superfície de aderência dos microrganismos torna fundamental o seu conhecimento, sendo o primeiro passo para otimizar um reator de leito expandido / fluidificado.

ZAIAT (1996) comenta que a escolha do suporte adequado e do método de imobilização de biomassa é de fundamental importância, já que devem ser utilizados suportes resistentes à degradação biológica e as forças mecânicas, bem como, métodos de imobilização simples para viabilizar a operação em escala industrial. Esse autor ainda lembra que o custo do material deve ser considerado durante a escolha do suporte.

ATKINSON (1981) observa que as partículas suporte de biofilmes podem ser de diferentes materiais, tamanhos, formas e densidade.

Entre os materiais que já foram pesquisados como leito suporte de reatores de leito expandido / fluidificado estão partículas de areia, carvão ativado granular, material sintético, esponjas, antracito, pedra pome (muito poroso), espuma de poliuretano reticulada, pequenas esferas porosas de vidro, meios trocadores de íons e terra de diatomácea, argila natural ou cerâmica (*kaolite*, *sepiolita*⁴, *Arges e Arlita*) (IZA, 1991, CAMPOS, 1994 E SPEECE, 1996).

Antes de iniciar a pesquisa do tratamento de efluente de indústria de conservas em reator anaeróbio de leito fluidificado, AKUTSU (1985) considerou a formação do leito com partículas de areia, antracito, carvão ativado, materiais sintéticos e até casca de coco triturada, tendo, em razão do custo de aquisição e da facilidade de obtenção, optado por partículas de areia de 0,42 a 0,59 mm.

⁴ silicato hidratado natural de magnésio.

JEWELL et al. (1981) utilizaram uma mistura de partículas de polivinil clorada branca e uma resina de troca iônica em pesquisas com reatores de leito expandido aeróbios e anaeróbios, em escala de laboratório, para tratamento de esgoto sanitário sintético. Em que pese o bom desenvolvimento de biomassa, os autores observaram que o elevado custo desse suporte dificulta sua utilização em reatores em escala real.

O aumento da atividade metanogênica em diferentes materiais suporte foi pesquisado, por SANCHEZ et al. (1994), em ensaios em batelada com partículas de poliuretano, diabase (sintetizado a partir de rocha vulcânica), bentonita (silicato de alumínio coloidal hidratado), terra diatomácea, sepiolita e cloreto de polivinil, tendo os melhores resultados de biomassa imobilizada ocorrido nas partículas de diabase.

SPEECE (1996) cita que as propriedades adsorventes aumentam a concentração de matéria orgânica solúvel na interface, conseqüentemente estimulando o crescimento e assimilação biológicos.

VERIER et al. (1988) realizaram estudos com 6 (seis) diferentes superfícies poliméricas para verificar a aderência de bactérias metanogênicas, tendo observado que a *Methanotrix soehnge* aderiu nas superfícies hidrofóbicas (politetrafluoretileno – PTFE, polipropileno – PP e polietileno – PE), porém não tendo observado aderência da bactéria *Methanosarcina mazei* em nenhum dos suportes testados, o que pode ser explicado pela natureza hidrofílica dos polímeros extracelulares excretados.

Na Tabela 3.3 são apresentados os materiais utilizados, por alguns pesquisadores, como leito suporte em reatores anaeróbios de leito expandido/fluidificado tratando água residuária.

Tabela 3.3: Partículas Utilizadas em Reator Anaeróbio de Leito Expandido / Fluidificado.

Autor / Ano	Ano	Leito Tipo	Leito mm	Reator (l)	Água Residuária / Substrato
Switzenbaum e JEWELL	1980	Óxido de alumínio	0,50	1,00	Esgoto Sanitário Sintético
AKUTSU	1985	Areia	0,42 – 0,59	39,25	Indústria de Conservas
Maragno	1988	Areia	0,2	10,5	Esgoto Sanitário Sintético
Vieira	1989	Areia	0,35 – 0,42	9,5	Orgânico e Nitrogenado
Campos	1989	Areia	0,2	10,9	Orgânico e Nitrogenado
Zellner et al	1991	Areia	0,40 – 0,60	1,80	Butirato + Acetato
Therezo	1993	Areia	0,18	10,9	Esgoto Sanitário Sintético
Costa	1994	CAG		3,1	Compostos Fenólicos
TERÁN	1995	Areia	0,074 - 0,21	17,2	Esgoto Sanitário Sintético
Zaiat	1996	Espuma de poliuretano	5,0	1,99	Indústria de Papel
Schwarz et al	1997	Pedra pome	0,1 – 0,6	500000	Indústria de Açúcar

DROSTE (1997) comenta que, quanto menos esféricas forem as partículas, maior será a porosidade do leito e a área superficial, sendo que a porosidade do leito ainda depende da forma das partículas e de como elas estão juntas.

Em ensaios granulométricos e na análise de imagens em sistema computadorizado com partículas de carvão ativado granular (CAG), poliamida e de polibutireno tetraftalato (PBT), MENDONÇA (1999) verificou que as partículas de carvão ativado granular foram as que apresentaram maior variação quanto ao formato e ao tamanho.

DROSTE (1997) comenta que para facilitar a comparação de partícula com volumes iguais e diferentes formatos é empregado o fator de esfericidade (ψ), que é igual a razão da área superficial da partícula esférica (A_{pe}) pela área superficial da partícula não esférica (A_p), conforme mostrado nas equações eq.(1), eq.(2), eq.(3) e eq.(4).

$$\psi = \frac{A_{pe} / V_{pe}}{A_p / V_p} \quad (1)$$

$$\text{sendo } V_{pe} = (\pi \cdot d^3) / 6 \quad (2)$$

$$\text{e } A_{pe} = \pi \cdot d^2 \quad (3)$$

$$\psi = \frac{6 \cdot \pi \cdot d_{pe}^2 \cdot V_p}{\pi \cdot d_{pe}^3 \cdot A_p} \quad (4)$$

V_{pe} : Volume da partícula esférica (m^3);
 V_p : Volume da partícula não esférica (m^3);
 d_{pe} : Diâmetro da partícula esférica (m);
 d : Diâmetro da partícula não esférica (m).

Alguns autores substituem A_p / V_p na eq.(4) pela superfície específica (S_v) para agilizar o cálculo, conforme mostrado na eq.(5).

$$S_v = \frac{A_p}{V_p} = \frac{6}{\Psi \cdot d} \quad (5)$$

DI BERNARDO (1993) comenta que a superfície específica (S_v) é igual a $6/d$ para grãos esféricos e igual a $6 / \Psi \cdot d$ para grãos não esféricos, sendo d o tamanho médio dos grãos entre peneiras consecutivas da série granulométrica.

Como a área superficial da partícula esférica é a menor do que a de qualquer outra partícula, o fator de esfericidade (ψ) será sempre menor que 1. Por outro lado, quanto menor ψ maior será a porosidade do leito, conforme pode ser observado na Tabela 3.4.

Tabela 3.4: Fator de Esfericidade da Partícula (ψ) e Porosidade do Leito (ϵ).

Formato	Fator de Esfericidade (ψ)	Porosidade do Leito (ϵ)
Esférico	1,00	0,38
Arredondado	0,98	0,38
Vermifóide	0,94	0,39
Pontiagudo	0,81	0,40
Angular	0,78	0,43
Material moído	0,70	0,48

Fonte: DROSTE (1997).

Para calcular a porosidade do leito (ϵ) é preciso conhecer o volume do reator ocupado pelo leito (V_{rl}) e o volume de vazios do leito (V_v), conforme mostrado nas eq.(6) e eq.(8):

$$V_{rl} = \frac{n \cdot V_p}{1 - \epsilon} = \frac{V_{tp}}{1 - \epsilon} \dots\dots\dots 1 - \epsilon = \frac{V_{tp}}{V_{rl}} \quad (6)$$

$$\text{Como } V_{rl} = V_{tp} + V_v$$

$$V_v = \frac{\epsilon \cdot n \cdot V_p}{1 - \epsilon} = \frac{\epsilon \cdot (V_{rl} - V_v)}{1 - \epsilon} \dots\dots\dots \epsilon = \frac{V_v}{V_{rl}} \quad (7)$$

$$n: \text{ número total de partículas} \quad (8)$$

As partículas com porosidade interna requerem equipamentos sofisticados para determinação da sua área superficial interna e do seu volume interno. Assim, em algumas situações é considerada apenas a área superficial externa da partícula para calcular o fator de uniformidade Ψ e a porosidade do leito, o que resulta em valores teóricos diferentes dos reais valores experimentais.

IZA (1991) comenta que a formação do biofilme e a porosidade interna da partícula afetam o valor do fator de esfericidade, tornando difícil a determinação experimental, sendo comum a estimativa do ψ próximo a 0,75.

Apesar de na maioria das vezes não ser considerada a porosidade interna das partículas, essa tipo de partícula apresenta maior área superficial para crescimento de biomassa, para interações iônicas e para adsorção de compostos do que as partículas compactas.

Em ensaios de micrografia eletrônica de varredura, COSTA (1994) constatou que os macroporos das partículas amostradas de CAG eram de tamanho suficiente para abrigar colônias bacterianas.

A utilização de partículas de CAG como meio suporte nos reatores de leito fluidificado é vantajosa devido esse material fornecer grande superfície para colonização bacteriana, sua superfície irregular proteger a biomassa da abrasão (desgaste atrito), ter menores exigências para fluidificação do leito, propiciar grande difusão e transferência de massa (SPEECE, 1996).

SUTTON & MISHRA (1994) relatam que reatores de leito fluidificado com carvão ativado podem apresentar concentração 5 a 10 vezes maior de biomassa que nos bioreatores mais tradicionais, como no lodo ativado.

Grande crescimento de biomassa foi observado nas partículas porosas de óxido de alumínio (inorgânicas, insolúveis em água, diâmetro médio de 500 μm e 2,79 g/cm^3) utilizadas, por SWITZENBAUM & JEWELL (1980) E JEWELL & MORRIS (1981), como leito suporte de 3 reatores anaeróbios de leito expandido, em escala de laboratório, tratando esgoto sanitário sintético.

JEWELL (1982) comparou a concentração de biomassa em reatores com consórcios de microrganismos suspensos e aderidos a de reatores com biomassa aderida, tendo ainda percebido que quanto menor o tamanho da partícula maiores são a área superficial e os valores de biomassa aderida, conforme mostrado na Tabela 3.5.

Tabela 3.5: Efeitos do Tamanho da Partícula Inerte na Máxima Massa Microbiana.

Partícula	Tamanho mm	Área / Volume Reator cm ² / cm ³	Biomassa Ativa g SSV/l
Lodo Ativado (nenhuma)	-	-	2
Pedras	50 – 75	1,0	2
Meio Plástico	25	5,0	7
Areia Grossa	0,2 – 2,0	21,0	16
Areia Fina	0,02 – 0,2	210,0	150

Fonte: JEWELL (1982).

SWITZENBAUM & JEWELL (1980) ressaltam que a grande relação da área superficial das partículas pelo volume do reator favorece a aderência de grandes quantidades de biomassa nos reatores anaeróbios de leito expandido. Esses autores observaram concentrações de biomassa superiores a 30 g/L em reatores em escala de laboratório.

IZA (1991) comenta que a capacidade adsorvente é alta nas partículas de argila, pedra pome e CAG, o que pode ser devido a porosidade interna aumentar a área superficial para aderência da biomassa.

Partículas de pequenas dimensões apresentam grande superfície específica para fixação da biomassa, enquanto a densidade maior que a dos microrganismos possibilita a aplicação de cargas hidráulicas relativamente grandes sem arraste pelo efluente (AKUTSU, 1985).

A película que se desenvolve em torno dos grãos, em geral de pequena espessura, minimiza ou elimina a existência de camadas inativas como ocorre em filtros anaeróbios e filtros biológicos aeróbios, permitindo assim, boa ou total difusão de substrato ao interior das mesmas (JEWELL, 1981).

De acordo com JEWELL (1981), nas pesquisas realizadas na *Cornell University* com reator anaeróbio de leito expandido foi obtido filme aderido com espessura da ordem de 0,020 mm, o que permite que toda biomassa aderida seja

ativa, já que a difusão do substrato é profunda, bem como, que o diâmetro da partícula suporte empregada deve ser pequeno, o que pode ocasionar dificuldades operacionais.

IZA (1991) recomenda que a partícula seja resistente para evitar quebras, as quais formam novas partículas com características de fluidificação diferentes da partícula original. O autor ainda observa que as partículas suporte devem ser resistentes aos ataques químicos de compostos presentes na água residuária.

Em suas pesquisas JEWELL (1982) elaborou gráfico relacionando a densidade e diâmetro da partícula com a velocidade ascensional e com o tipo de movimentação do leito (expansão ou fluidificação). O autor exemplificou que para fluidificar partícula de areia ($2,65 \text{ g/cm}^3$) seria preciso velocidade de 18,3 m/h para diâmetro de 0,2 mm e velocidade de 91,4 m/h para diâmetro de 1,0 mm.

Apesar do pioneirismo e inegável contribuição teórica do gráfico elaborado por JEWELL em 1982, a sua aplicação prática nem sempre é precisa, já que esse autor não considerou alguns aspectos como o grau de compactação inicial do leito, a uniformidade das dimensões das partículas, o tipo de entrada da massa líquida ascensional, etc.

POLANCO et al. (1990) ponderam que leitos altos e formados por partículas de tamanhos desiguais apresentam maior concentração das partículas de menor diâmetro na parte superior. Esse fenômeno é denominado de estratificação ou classificação, tendo a parte superior do leito porosidade maior do que a parte inferior.

Segundo IZA (1991), a presença de partículas de diferentes materiais, tamanhos e formas normalmente causa a segregação (estratificação) do leito, tendo as partículas mais densas tem movimento descendente para a parte inferior do leito, enquanto as mais leves ficam na parte superior.

Wen and Yu * apud IZA (1991) mencionam que leitos bifásicos (sólido – líquido) de dois tamanhos de partículas apresentam segregação quando a razão entre as velocidades mínimas de fluidificação dos leitos de partículas é maior que 2, ou quando a razão dos diâmetros das partículas é maior que 1,3.

O aumento da espessura média do biofilme provocou a estratificação do leito de areia ao longo da altura do reator anaeróbio de leito fluidificado, em escala de laboratório, pesquisado por MARAGNO & CAMPOS (1992). Esses autores utilizaram esgoto sintético como substrato, tendo verificado espessuras média de biofilme de 43 μm e de 48 μm nas alturas de 0,70 m e 1,40 m acima do fundo do reator, respectivamente.

As características da superfície da partícula suporte também são muito importante para a fixação inicial e desenvolvimento de biomassa aderida. Entre essas destacam-se a rugosidade, a porosidade interna; as cargas elétricas; e a tendência para ligações químicas.

ROUXHET & MOZES (1990) observam que o conhecimento da composição química e da característica físico-química da partícula são importantes para entender os fenômenos envolvendo a adesão celular e a formação do biofilme, pois as propriedades da superfície influenciam nas interações físicas e químicas entre o microrganismo e a partícula suporte.

Nas pesquisas de ZELLNER et al (1991), sobre a partida de reatores anaeróbios de leito fluidificado, foi constatada a presença de biofilme somente nas fendas (fissuras) e cavidades das partículas de areia, tendo a superfície lisa do suporte sido inadequada para aderência das bactérias.

* WEN, Y. & YU, Y.H. (1966). Mechanics of Fluidization. *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.* No. 62, 62, 100 apud IZA, J. (1991). Fluidized Bed Reactors for Anaerobic Wastewater Treatment. *Wat. Sci. Tech.*, vol. 24, no.8, pp 109 – 132.

Alguns autores como ARAÚJO (1995) E TERÁN (1995) explicam que o aumento na taxa de carregamento orgânico pode provocar aumento na biomassa aderida na biopartícula. Desse modo, é muito difícil determinar e controlar a densidade da biopartícula, o que dificulta o dimensionamento do reator submetido a cargas variáveis de carregamento orgânico e/ou hidráulica

TAVARES et al (1995) constataram que a diminuição da densidade da biopartícula (biofilme + partícula suporte) é relacionada com o crescimento do biofilme. Contudo, o processo de crescimento pode não ser idêntico em todas as partículas dentro do reator, razão pela qual pode ser observada redução na qualidade da fluidificação ou, até mesmo, estratificação do leito fluidificado.

VIEIRA (1989) notou que a fixação de biofilme alterou o valor original da velocidade de sedimentação da areia em cerca de 70% a 80%, o que resultou em estratificação no reator anaeróbico de leito expandido (9,5 L).

Durante o tratamento de esgoto sanitário sintético em reator anaeróbico de leito expandido (10,5 l), com leito de areia de diâmetro médio 2,0 mm, MARAGNO (1988) constatou aumento na espessura média do biofilme ao longo da altura do reator, tendo observado espessuras médias de 0,043 mm, 0,045 mm e 0,048 mm nas alturas 0,70 m, 1,05 m e 1,40 m, acima da base do reator, respectivamente.

A redução da densidade da biopartícula aumenta a taxa de fluidificação e a porosidade da camada suporte, o que pode provocar modificação em alguns parâmetros operacionais, como a velocidade ascensional do líquido, a taxa de recirculação do efluente e o tempo de detenção hidráulica (DIEZ BLANCO et al, 1995).

IZA (1991) observa que para reduzir os custos de operação é preciso manter a velocidade ascensional em baixos valores, forçando o uso de partículas de pequenas dimensões, as quais fornecem grande área superficial para colonização,

sendo recomendado dimensões entre 0,1 e 0,7 mm, já que partículas menores são difíceis para operar.

3.4.4. Movimentação do Leito

O projeto de reatores com leito expandido ou fluidificado requer o conhecimento de fatores relacionados com a movimentação do leito, destacando-se a velocidade ascensional da massa líquida, as características das partículas e as variações no arranjo inicial do leito.

Em determinadas velocidades ascensionais da massa líquida são visualizados comportamentos distintos no leito, tendo algumas partículas movimento ascendente e outras movimentos descendentes nas proximidades da parede do reator, o que diminui de intensidade com novos aumentos da velocidade ascensional (IZA, 1991).

No caso específico das características de movimentação do leito suporte, a realização de ensaios prévios fornece subsídios para o projeto de reatores com expansão / fluidificação do leito, pois possibilita o conhecimento da possível variação da velocidade ascensional da massa líquida, da perda de carga no leito, da velocidade mínima de fluidificação e do aumento esperado na altura e na porosidade do leito.

A permanência das partículas em contato, a porosidade inalterada e as baixas velocidades ascensionais da massa líquida são características do leito fixo, sendo que aumentos na velocidade ascensional diminuem as resistências entre as partículas, expandindo-as e aumentando a porosidade do leito.

De acordo com VALENCIA (1992), a passagem do líquido em fluxo ascendente entre as partículas de um meio granular resulta em uma força com sentido

contrário ao do peso das partículas⁵, sendo que essa força tende a alterar a posição das partículas para que ocorra menor resistência a passagem do fluxo.

CLEASBY & FAN (1981) e JEWELL (1982) comentam que a fluidificação do leito ocorre quando todas as partículas individuais estão separadas e em movimento independente, sendo que novos aumentos na velocidade ascensional tornam maior a espessura do leito e intensificam os movimentos aleatórios das partículas em todas as direções do líquido.

Eventualmente podem ser observadas correntes transientes fortes com muitas partículas indo na mesma direção, sendo este fenômeno conhecido como fluidificação particulada e ocorrendo quando a fluidificação do leito é superior a 300% da sua forma estática (JEWELL, 1982). IZA (1991) observa que o aumento na distância entre as partículas, não existindo agregação entre as mesmas, caracteriza a fluidificação particulada.

O aumento continuado da velocidade chega a um ponto em que as partículas são transportadas pelo líquido para fora do reator, conforme pode ser observado na Figura 3.4.

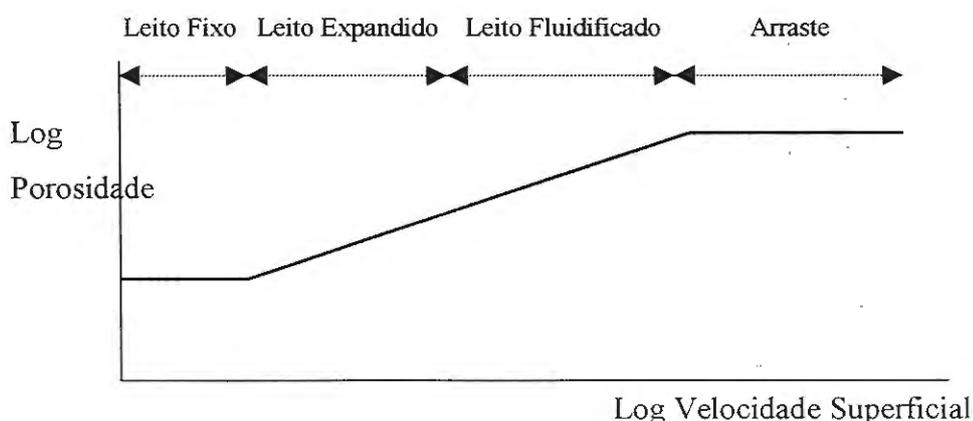


Figura 3.4: Comportamento da Porosidade do Leito com o Aumento da Velocidade. Fonte: Adaptado de Jewell (1982).

5. o autor somente cita o peso das partículas, apesar do empuxo também influenciar na força ascensional que movimenta as partículas,

DI BERNARDO (1993) afirma que o aumento progressivo da velocidade ascensional da massa líquida ocasiona 3 (três) situações distintas e seqüenciais:

- em velocidade ascensional (v_{asc}) baixa a porosidade do leito continua inalterada;
- aumentando a v_{asc} , as partículas tendem a ter sua posição modificada, porém sem ainda fluidificarem;
- e continuando a aumentar v_{asc} ocorre a fluidificação do leito.

A determinação da região de transição do leito expandido para fluidificado é bastante importante no projeto dos reatores com leito suporte móvel.

JEWELL (1982) observa que a operação do reator de leito expandido é tão próximo quanto possível do reator de leito estático, enquanto o reator de leito fluidificado freqüentemente opera com velocidades ascensionais muito maiores.

Para explicar o tipo de movimentação do leito, HOWARD (1989) elaborou gráfico da queda da pressão (ΔP) com o aumento da velocidade ascensional (v_{asc}), conforme mostrado na Figura 3.5.

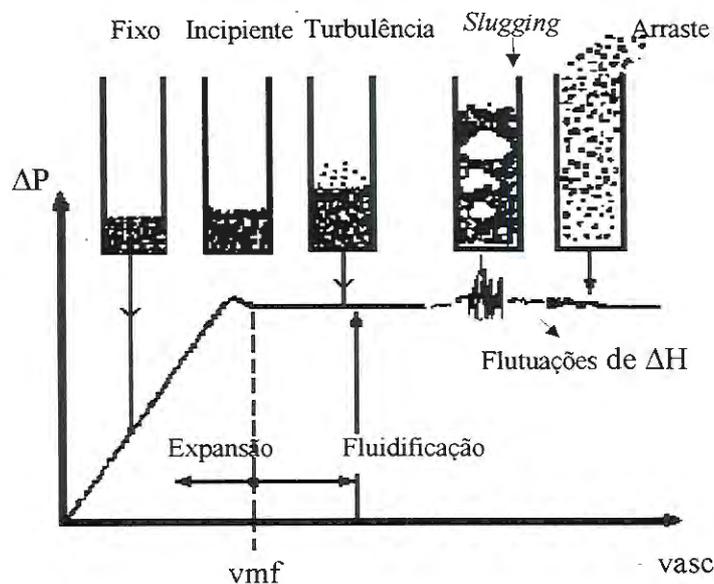


Figura 3.5: Comportamento do Leito com o Aumento da Velocidade Ascensional.
Fonte: Adaptado de Howard (1989).

Segundo CLEASBY & FAN (1981) e DROSTE (1997), a queda de pressão em força por unidade de área (ΔP) é relacionada com a perda de carga em altura de coluna do líquido (H_f) no leito expandido, conforme mostrado na eq. (9).

$$\Delta P = H_f \cdot \rho \cdot g = (\rho_p - \rho) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon) \cdot L \quad (9)$$

ρ : massa específica da massa líquida (kg/m^3);

g : aceleração da gravidade (m/s^2);

ρ_p : massa específica da partícula (kg/m^3);

ε : porosidade do leito expandido;

L : altura (espessura) do leito expandido (m);

KUNII E LEVENSPIEL (1969), JEWELL (1982), CLEASBY & FAN (1981) e DROSTE (1997) observam que a fluidificação de um meio granular ocorre quando a queda de pressão (perda de carga) no leito granular permanece praticamente constante, independente do aumento da velocidade ascensional, sendo tal comportamento observado a partir do ponto de fluidificação incipiente.

WIECHETECK (1996) explica que a velocidade mínima de fluidificação v_{mf} ocorre no ponto de fluidificação incipiente, enquanto DROSTE (1997) observa que essa velocidade (v_{mf}) pode ser obtida teoricamente pelo emprego da equação de Ergun, sendo, para isso, essencial a caracterização das partículas componentes do leito.

De acordo com JEWELL (1982), a velocidade do líquido requerida para a expansão do leito é função da sua viscosidade e densidade; e do tamanho, forma e densidade das partículas, sendo que numerosas tentativas tem sido feitas para estimar a velocidade de expansão.

Os procedimentos utilizados para calcular a expansão do leito e a velocidade de fluidificação durante a lavagem de filtros de água podem ser aplicados no monitoramento de reatores de leito expandido / fluidificado (JEWELL, 1982 e DROSTE, 1997).

CLEASBY & FAN (1981) comentam que o fator de esfericidade do material apresenta grande influência no comportamento da fluidificação do meio, estando, de acordo com a velocidade ascensional, relacionado com a perda de carga no leito fixo, com a velocidade mínima de fluidificação e com a expansão do meio.

DROSTE (1997) observa que a massa efetiva das partículas em repouso é a mesma massa efetiva das partículas suspensas, o que possibilita a relação entre a altura do leito expandido e em repouso, conforme mostrado na eq (10) e na eq.(11).

$$\frac{H_f}{L_o} = \frac{(\rho_p - \rho) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon) \cdot L}{\rho} = \frac{(\rho_p - \rho) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon_o)}{\rho} \quad (10)$$

$$(L / L_o) = (1 - \varepsilon_o) / (1 - \varepsilon) \quad (11)$$

ε_o : porosidade do leito estático;

L_o : altura (espessura) do leito estático (m);

CLEASBY & FAN (1981) citam que para calcular a velocidade ascensional (v_{asc}), a altura do leito expandido (L) e a perda de carga através do leito é indicada a utilização da Equação proposta por Ergun eq.(12), por esta ser adequada para os regimes laminar, de transição e turbulento.

$$\frac{H_f}{L} = \frac{150 \cdot \mu}{\rho \cdot g} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{v_{asc}}{(\psi \cdot d)^2} + 1,75 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{v_{asc}^2}{\psi \cdot d \cdot g} \quad (12)$$

μ : viscosidade absoluta da massa líquida ($N \cdot s/m^2$);

v_{asc} : velocidade da massa líquida acima do leito (m/s);

d : diâmetro da partícula (m);

O 1º termo da eq.(12) é a perda de energia devido a viscosidade do líquido, ocorrendo em condições de escoamento laminar; enquanto o 2º termo é aplicado a perda de energia devido ao escoamento em regime de transição ou turbulento (VALENCIA, 1992).

De acordo com DROSTE (1997) e Di Bernardo, em seus trabalhos CAMP (1964)* cita que o escoamento em meios granulares é laminar quando o número de Reynolds (Re) é menor do que 6, devendo em casos desse tipo ser utilizado apenas o 1º termo da eq (12)⁶.

DI BERNARDO (1993) ressalta que a eq.(11) pode ser aplicada para qualquer regime de escoamento, desde que o número de Reynolds (Re), mostrado na eq.(13), esteja compreendido entre 1 e 2.000.

$$Re = \frac{v_{asc} \cdot d}{\nu} \quad (13)$$

ν : viscosidade cinemática da massa líquida (m²/s);

Segundo DROSTE (1997), a perda de carga no leito fixo é igual a perda de carga no leito fluidificado no ponto de fluidificação incipiente, o que permite igualar a equação de Ergun (eq. 11) com a equação da perda de carga no meio expandido / fluidificado eq.(9) para calcular a velocidade mínima de fluidificação (vmf), conforme mostrado na eq.(14)

$$\frac{H_f}{L} = \frac{(\rho_p - \rho) \cdot (1 - \epsilon)}{\rho} = \frac{150 \cdot \mu}{\rho \cdot g} \cdot \frac{(1 - \epsilon)^2 \cdot v_{mf}}{\epsilon^3 (\psi \cdot d)^2} + 1,75 \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon^3} \cdot \frac{v_{mf}^2}{\psi \cdot d \cdot g} \quad (14)$$

A Equação 3.12 é simplificada com a multiplicação do termo $(\rho \cdot g) / (1 - \epsilon)$, resultando na eq.(15).

$$(\rho_p - \rho) \cdot g = \frac{150 \cdot \mu}{d^2} \cdot \frac{(1 - \epsilon) \cdot v_{mf}}{\psi^2 \cdot \epsilon^3} + 1,75 \cdot \frac{1}{\psi \cdot \epsilon^3} \cdot \frac{\rho \cdot v_{mf}^2}{d} \quad (15)$$

* CAMP, T.R (1964). **Theory of Water Filtration**. J.Sanitary Engineering Division, ASCE, 90, SA4, pp.1-30. apud DROSTE, R.L. (1997). **Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment**. John Wiley & Sons Inc, 2nd edn, New York. e apud DI BERNARDO (1993). **Métodos e Técnicas de Tratamento de Água**. Ed. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES. vol 2. 503 p.

6. O 1º termo é baseado na Equação de Carman-Kozeny para regime de escoamento laminar.

Para eliminar a determinação acurada do fator de uniformidade (ψ) e facilitar a solução da eq.(14), WEN & YU, (1966)* determinaram correlações empíricas baseadas na porosidade de leitos de partículas com diferentes esfericidade quando submetidos a velocidade mínima de fluidificação (DROSTE, 1997), conforme mostrado nas eq.(16); eq.(17); e eq.(18).

$$\frac{(1 - \varepsilon)}{(\psi^2 \cdot \varepsilon^3)} = 11 \quad (16)$$

$$\frac{1}{\psi \cdot \varepsilon^3} = 14 \quad (17)$$

$$(\rho_p - \rho) \cdot g = \frac{1650 \cdot \mu \cdot v_{mf}}{d^2} + 24,5 \cdot \frac{\rho}{d} \cdot v_{mf}^2 \quad (18)$$

Alguns autores, como DI BERNARDO (1993), WIECHETECK (1996) e DROSTE (1997) multiplicam a eq.(17) pelo termo $(\rho \cdot d^3 / \mu^2)$; substituíram v por μ/ρ na eq.(13); e utilizam o número de Galileo (Ga), mostrados na eq.(19), para obter a eq.(20).

$$Ga = \frac{d^3 \cdot \rho (\rho_p - \rho) \cdot g}{\mu} \quad (19)$$

$$Remf = [(33,7)^2 + (0,0408) \cdot Ga]^{1/2} - 33,7 \quad (20)$$

O. JUNIOR (1986) considera incorreto adotar o diâmetro médio das partículas (d) como dimensão característica, pois dependendo do arranjo do leito, os espaços entre as partículas podem ter diferentes dimensões, enquanto o diâmetro médio das partículas é o mesmo.

* WEN, C.Y. & YU, Y.H. (1966). **Mechanics of Fluidization**. Chemical Engineering Progress Symposium Series, 62, pp.100-111. apud DROSTE, R.L. (1997). **Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment**. John Wiley & Sons Inc, 2nd edn, New York.



Além disso, a definição do diâmetro médio (d) não diferencia partículas com diferentes porosidades internas, o que pode ocasionar alguma diferença entre os valores teóricos e os obtidos em ensaios experimentais.

Em pesquisa em escala de laboratório para verificar o comportamento hidráulico de diferentes meios filtrantes, FERREIRA FILHO (1993) comparou o resultado de algumas equações, tendo observado diferenças entre os valores teóricos e práticos.

FERREIRA FILHO (1993) concluiu que para calcular a perda de carga no leito o modelo de Ergun é o mais adequado, enquanto o modelo proposto por DHARMARAJAH & CLEASBY (1986)* deve ser utilizado para calcular a expansão do leito, conforme mostrado na eq.(21).

$$\log(A_1) = 0,56543 + 1,09348 \cdot \log(R_{E1}) + 0,17979 \cdot (\log(R_{E1}))^2 - 0,00392 \cdot (\log(R_{E1}))^4 - 1,5 \cdot (\log(\psi))^2 \quad (21)$$

sendo :

$$A_1 = \frac{\varepsilon^3 \cdot \rho \cdot (\rho_p - \rho) \cdot g}{(1 - \varepsilon)^2 \cdot Sv^3 \cdot \mu^2} \quad (22)$$

$$R_{E1} = \frac{v \cdot \rho}{Sv \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu} \quad (23)$$

Os resultados dos experimentos de FERREIRA FILHO (1993) são mais um indício de que o comportamento real do leito difere do previsto teoricamente, daí a necessidade de realização de testes e ensaios em escala de laboratório e piloto para aferição mais precisa desse comportamento.

* DHARMARAJAH, A.H. & CLEASBY, J.L. (1986). Predicting the expansion behaviour of filter media. *Journal American Water Works Association*, December, p.66-76. apud FILHO, S.S.F. (1993). **Estudo Comparativo do Comportamento Hidráulico de Meios Filtrantes de Areia - Antracito e Areia - Carvão Ativado Granular no Tratamento de Água**. Dissertação (Mestrado), Universidade de São Paulo, São Paulo, Brasil.

Segundo DROSTE (1997), a aplicação da equação de Ergun (eq. 12) é prejudicada com o passar do tempo, pois a acumulação de sólidos reduz a porosidade do leito, aumentando o fator de fricção e restringindo os caminhos para escoamento da massa líquida. Esse autor ainda observa que é difícil modelar as alterações na perda de carga durante a operação e que filtros utilizados no tratamento de água são paralisados quando são observadas perdas de carga da ordem de 1,5 a 2,0 m.

A maior concentração de partículas sólidas no esgoto sanitário, a utilização de diferentes tipos de materiais suporte; o desenvolvimento desigual da biomassa aderida e o emprego de diferentes velocidades ascensionais dificultam o estabelecimento de rotina operacional aplicável na maioria dos reatores de leito expandido / fluidificado, como já existe para os filtros de tratamento de água.

De outra forma, alguns aspectos dificultam os cálculos teóricos, como os caminhos preferenciais resultantes de compactações diferentes das partículas componentes do leito; as forma e dimensões das partículas não serem perfeitamente iguais; as dificuldades para quantificar com exatidão o fator de esfericidade e os poros internos, etc.

No caso específico das características das partículas suporte já é possível assegurar a confiabilidade da teoria. Um exemplo é a utilização de equipamentos de informática de alta precisão e de programas de imagem de alta resolução para determinar com precisão as características das partículas suporte.

Contudo, como esses equipamentos somente são encontrados em alguns centros de pesquisas, para agilizar a determinação da superfície externa, da superfície interna e do volume dos poros das partículas ainda são utilizados procedimentos práticos.

Para a estimativa do fator de esfericidade é possível o emprego da Escala de Comparação Visual, proposta por Rittenhouse em 1943, para visualmente avaliar o

nem todas as partículas do leito são analisadas e as características superficiais não são rigorosamente as mesmas.

Para verificar o comportamento do leito, expansão / fluidificação, normalmente são realizados ensaios para determinação da altura máxima do leito em movimento, sendo nesses ensaios registradas a vazão afluyente e as pressões antes e depois do leito.

Os resultados desses ensaios possibilitam aferir o comportamento do leito de forma prática e aproximada pelo cálculo da velocidade antes e depois do leito (eq.24); pelo cálculo da velocidade média nos espaços vazios do leito - v_l (eq. 25); e pelo cálculo da perda de carga no leito (eq.26).

$$v_{asc} = Q / A \quad (24)$$

$$v_{asc} = \varepsilon \cdot v_l \quad (25)$$

$$\frac{P_1}{J} + \frac{(v_l)^2}{2 \cdot g} + Z_1 = \frac{P_2}{J} + \frac{(v_{asc})^2}{2 \cdot g} + Z_2 + H_f \quad (26)$$

- Q: Vazão afluyente (m^3/h);
 A: Área da seção transversal após o leito (m^2);
 P₁: Pressão no ponto inferior do leito (mca);
 Z₁: Altura geométrica no ponto inferior do leito (m);
 P₂: Pressão no ponto superior (mca);
 Z₂: Altura geométrica no ponto superior (m);

O percentual de expansão ou fluidificação (E) pode ser calculado em função da porosidade ou da altura do meio granular, conforme mostrado nas eq.(27) e eq.(28), respectivamente.

$$E (\%) = \frac{\varepsilon - \varepsilon_0}{\varepsilon_0} \cdot 100 \quad (27)$$

$$E (\%) = \frac{L - L_0}{L_0} \cdot 100 \quad (28)$$

No entanto, é importante ressaltar que a altura dinâmica do leito expandido (L), os volumes (leito e vazios) e a porosidade do leito (ϵ) dificilmente são determinados de forma exata; o que, naturalmente, interfere no cálculo da velocidade média através do leito v_l e da perda de carga no leito H_f .

Assim, o pesquisador, projetista ou operador do reator com leito móvel deve estar sempre atento para a possibilidade de erros nos ensaios do comportamento do leito, bem como, pelas modificações que o crescimento da biomassa aderida provoca nas partículas do leito.

Contudo, a praticidade dos ensaios em escala piloto e o emprego dessas Equações tornam mais rápido, e menos trabalhoso, o conhecimento do comportamento do leito, o que justifica a sua utilização em atividades práticas que exijam respostas rápidas, como a partida e a operação de um reator anaeróbio de leito expandido / fluidificado.

3.5. Partida

A partida de reatores anaeróbios geralmente é demorada e difícil por causa da baixa taxa de crescimento das bactérias acetoclásticas, parecendo ser mais rápida no filtro anaeróbio (ascendente ou descendente) do que no reator UASB e no reator anaeróbio de leito expandido (van den BERG E KENNEDY, 1987) (sic).

O longo período de partida quando não há disponibilidade de inóculo adequado é considerado, por FORESTI et al (1999), como um dos principais aspectos negativos dos reatores anaeróbios. De outra forma, esses autores relacionam como vantagem a possibilidade de reatores desse tipo funcionarem bem mesmo após longos períodos de interrupção da alimentação do substrato, o que é importante para efluentes sazonais.

Para CHERNICHARO (1997), a partida de reatores anaeróbios pode ser realizada com ou sem inoculação, sendo definida como o período transiente inicial marcado por instabilidades operacionais.

No caso dos reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado, WIEILAND & ROZZI (1991) observam que entre as principais dificuldades durante a partida estão a movimentação inicial do material suporte, o arraste de biomassa, a interação de partículas, a baixa taxa de formação de gás e a seleção de microrganismos sensíveis.

De acordo com ZELLNER et al. (1991), a partida de reator anaeróbio de leito fluidificado é indispensavelmente conectada com o crescimento do biofilme, o que para IZA (1991) é claramente influenciado pela natureza do material suporte, sendo a formação da biomassa mais rápida em materiais porosos do que em materiais compactos.

COSTA (1994) comenta que a grande capacidade adsorvente do leito de CAG deve ser rapidamente saturada com o resíduo a ser tratado, para torná-lo disponível (em concentrações suportáveis) às populações bacterianas, promovendo aumento mais rápido da biomassa ativa, o que reduz o período de partida do reator.

A partida e as demais fases operacionais dos reatores de leito expandido / fluidificado dependem do controle da velocidade ascensional da massa líquida, pois, além de movimentar o leito, está relacionada com desprendimento da biomassa da biopartícula, com o arraste de sólidos no efluente, com a perda de carga no leito e com o funcionamento dos conjuntos moto-bombas (taxa de recirculação).

A utilização de inóculo para agilizar a entrada em operação de reatores anaeróbios de leito expandido é comum em reatores em escala de bancada e piloto, sendo que os pesquisadores diferem no tipo de inóculo empregado e nos procedimentos iniciais.

SWITZENBAUM & JEWELL (1980) empregaram lodo anaeróbio e fluido de rúmen bovino para inocular 3 (três) reatores anaeróbios de leito expandido, em escala de laboratório (volume total 1 L), alimentados com substrato sintético, de forma gradual e contínua, tendo obtido rápido desenvolvimento do biofilme nas partículas de óxido de alumínio (suporte poroso, insolúvel em água e inorgânico).

AKUTSU (1985) usou como inóculo estrume bovino, no primeiro mês; e lodo de biodigestor, no segundo mês, durante a partida de reator anaeróbio de leito de areia fluidificado empregado no tratamento de águas residuárias de indústria de conserva, tendo sempre recirculado todo o efluente. Após o segundo mês, o autor alimentou gradualmente o reator, por 10 dias, com mistura do inóculo e água residuária nas proporções de 5:1, 3:1 e 1:1, até aplicar somente as águas residuárias da indústria.

CAMPOS (1989) utilizou lodo de reator UASB instalado em uma indústria de conservas para inocular reator anaeróbio de leito fluidificado, em escala de laboratório, para tratamento de substrato sintético.

Nos 100 primeiros dias de operação de quatro reatores anaeróbios de leito fluidificado (cada com 13 L de volume total e CAG como meio suporte), ARAKI & HARADA (1994) constataram rápida formação de biofilme (da ordem de 100 μm) no reator com velocidade ascensional de 25 m/h; biofilme inicialmente fino e depois estável no reator com 14 m/h; e predominância de grânulos ao invés de biofilmes quando a velocidade ascensional foi de 7,0 m/h e 4,0 m/h.

VIEIRA (1989) realizou os seguintes procedimentos durante a partida de reator anaeróbio de leito expandido de areia (9,5 L): 6 horas de recirculação de suspensão de amido de batata; inoculação com lodo de reator UASB de indústria de conservas alimentícias; 8 dias de recirculação em circuito fechado; correção de pH e alcalinidade; e nova aplicação do inóculo (devido entrada acidental de ar no reator). Em média durante a partida foi aplicada a COV de 4,29 kg DQO/m³.d e operado o reator com TDH de 1,5 h.

Para promover a semeadura (inoculação) de esferas de vidro de uma coluna de fluidificação (\varnothing : 10 cm e 2,0 m de altura) empregada nos seus experimentos sobre desprendimento de biofilme, CHANG et al. (1991) recircularam, em circuito fechado, esgoto bruto da estação de tratamento de Mureaux (França), tendo, após esse procedimento, alimentado de forma contínua o reator com substrato sintético diluído.

TERÁN (1995) utilizou lodo de reator UASB de Indústria de Papel para inocular reator anaeróbico de leito fluidificado de areia utilizado para tratamento de esgoto sanitário sintético, tendo o volume de inóculo correspondido a 50 % do volume do reator e realizada recirculação de 90 % do efluente durante 4 (quatro) semanas.

Em relação a alimentação do substrato, a partida do reator pode ser realizada com alimentação gradual até atingir a carga de projeto ou alimentação direta com a carga de projeto.

HSU E SHIEH (1993) pesquisaram a partida de 2 (dois) reatores anaeróbios de leito fluidificado, em escala de laboratório, tendo concluído que a partida do reator pode ocorrer com aplicação direta ou com aumento gradual da carga de substrato.

ARAKI & HARADA (1994) aumentaram gradualmente a taxa de carregamento orgânica até 5 g DQO / L.d) durante a partida de quatro reatores anaeróbios de leito fluidificado, em escala de laboratório, utilizados no tratamento de esgoto sintético, tendo observado que a produção de metano aumentou proporcionalmente com a taxa de carregamento orgânica aplicada, bem como, que no estado de equilíbrio dinâmico aparente as remoções de DQO variaram de 80% a 97,8%.

Os materiais suporte com características alcalinas (básicas) podem agilizar a partida do reator, em razão da ação tamponante poder reduzir as instabilidades provocadas no meio pela predominância inicial das bactérias acidogênicas.

COSTA (1994) verificou que a partida de reator anaeróbio de leito fluidificado, tratando compostos fenólicos, foi facilitada pela utilização de partículas de CAG com grande basicidade ⁷ e pela inoculação com lodo de esgoto em digestão (ETE Barueri, SP).

A viabilidade de readaptação de lodo armazenado foi pesquisada por TERÁN (1995), que verificou que as biopartículas retiradas de reator anaeróbio de leito fluidificado, com leito formado por partículas de areia, tratando esgoto sanitário sintético podem ser estocadas durante 4 meses sem problema de readaptação às condições de operação.

Atualmente existe grande preocupação em reduzir o tempo de partida, já sendo utilizados sensores em linha, interligados a PLC (*programmable logic controller*), para avaliar a estabilidade do reator e, com isso, monitorar a partida e operação do reator.

HOLST et al. (1997) comentam que sensores para monitorar pH, produção de biogás e concentração de hidrogênio no biogás foram interligados em PLC para regular o incremento da carga orgânica durante a partida de reatores anaeróbio de leito expandido / fluidificado em uma destilaria, em escala piloto; e em uma indústria de amido, em escala real.

⁷ Costa (1994) realizou ensaios laboratoriais em que o pH de 20 ml de CAG + 80 ml de água destilada agitada por 10 minutos foi aproximadamente 9,4, não sendo alterado com a adição de até 30 ml de H₂SO₄ (0,021 N), o que mostrou a capacidade do CAG de adsorver ou neutralizar ácidos

Apesar das experiências de diversos autores, não existe regra comum para caracterizar a partida de um reator anaeróbio, mesmo sabendo-se que a partida é o período de tempo para que seja observado o equilíbrio dinâmico aparente no reator, o que pode ser avaliado pela eficiência de remoção de carga orgânica volumétrica, o crescimento da biomassa, a produção de biogás, etc.

Além da falta de uniformidade dos critérios utilizados para avaliar a partida, não existem valores comuns para caracterizar o estado de equilíbrio dinâmico aparente, bem como, não existe período mínimo para manutenção ou melhora desses valores. Assim, nota-se que a partida dos reatores anaeróbios é definida de acordo com enfoque individual do pesquisador ou do responsável pela operação, o que, naturalmente, pode ocasionar diferentes interpretações em situações semelhantes.

3.6. Operação

Na rotina operacional de um reator anaeróbio de leito expandido / fluidificado são consideradas diferentes variáveis. Entre estas destacam-se a velocidade ascensional, a taxa de recirculação (Tq), o tempo de detenção hidráulica (TDH), a carga orgânica volumétrica aplicada, a temperatura, o tempo de retenção celular (θ_c), o desprendimento de biomassa, a eficiência da zona de sedimentação, a perda de carga no leito dinâmico e a correção da alcalinidade.

3.6.1. Velocidade Ascensional

A operação dos reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado é dependente do controle da velocidade ascensional da massa líquida que movimenta o leito, a qual ainda pode ser relacionada com o desprendimento da biomassa, com o

arraste de sólidos no efluente, com a perda de carga no leito e com o funcionamento dos conjuntos moto-bombas (alimentação e recirculação)

No tratamento de esgoto sanitário sintético em reator anaeróbio de leito fluidificado, TERÁN (1995) verificou que velocidades ascensionais de 7,67 m/h e 9,18 m/h provocavam expansões no leito de areia de 36,7% e 56,7%, respectivamente.

AKUTSU (1985) variou a velocidade ascensional entre 16,6 m/h e 33,0 m/h para expandir / fluidificar o leito de areia do reator anaeróbio, em escala piloto, utilizado para tratamento de águas residuárias de indústria de conservas vegetais.

O aumento da velocidade ascensional do fluido provoca aumento no volume e na porosidade do leito, sendo que o limite máximo de fluidificação ocorre com o início do arraste das partículas para fora do leito (POLANCO et al, 1990).

O bombeamento de líquido em altas velocidades serve para suspensão das partículas com biomassa aderida e para obtenção de altas taxas de transferência de massa (DROSTE, 1997).

Como as reações bioquímicas dentro da biomassa aderida podem ser limitados pela espessura do biofilme, Switzenbaum e JEWELL (1980) comentam que as velocidades ascensionais maiores podem favorecer a difusão do substrato presente no meio líquido e, com isso, aumentar o metabolismo dos microrganismos da biomassa aderida.

DIEZ BLANCO et al (1995) citam que o crescimento do biofilme reduz a densidade da biopartícula (quando a densidade do material suporte é maior que 1), aumentando a taxa de fluidificação e a porosidade da camada suporte. Isto provoca alterações em alguns parâmetros operacionais, como a velocidade ascensional do líquido, a taxa de recirculação do efluente e o tempo de detenção hidráulica.

De acordo com POLANCO et al (1990) é preciso diminuir a velocidade ascensional para manter a mesma expansão do leito, já que o crescimento da biomassa pode ocasionar a diminuição da densidade da biopartícula durante a operação normal do reator.

A força de arraste resultante da alta velocidade do líquido limita a uma pequena espessura o crescimento do biofilme bacteriano, o que diminui a resistência difusional para transferência de massa do substrato e nutrientes em relação aos biofilmes espessos. Por outro lado, os produtos finais das bactérias são removidos mais rapidamente de biofilmes com pequena espessura (DROSTE, 1997).

Nas pesquisas de ARAÚJO (1995) e TERÁN (1995) foi verificado que a biomassa aderida nas biopartículas aumentava nas maiores taxas de carregamento orgânico, modificando a sua densidade. Desse modo, o dimensionamento do reator submetido a cargas variáveis de carregamento orgânico e/ou hidráulico deve apresentar flexibilidade operacional em termos de vazão de recirculação e velocidade ascensional.

WU & HUANG (1996) pesquisaram a importância da redução da velocidade ascensional no tratamento de esgoto sintético em 4 (quatro) reatores de leito fluidificado com paredes inclinadas de 0° ; $2,5^\circ$; $5,0^\circ$; e $10,0^\circ$, para aumentar gradualmente a seção transversal, tendo obtido os resultados relacionados na Tabela 3.6.

Tabela 3.6 : Condições Operacionais e Desempenho de Reatores com Parede Inclinada.

Etapa	Ângulo	<i>S_i</i> mg/L	TDH h	Tq	kg DQO m ³ .dia	% DQO Removida
1	0,0°	2.270	3,4	142	19,5	97,1
	2,5°	2.270	1,5	130	43,0	92,7
	5,0°	2.270	2,1	271	31,6	96,4
	10,0°	2.270	0,7	316	95,7	91,0
2	0,0°	3.000	1,6	70	43,7	88,4
	2,5°	3.000	0,9	55	798,3	86,5
	5,0°	3.000	0,9	97	78,2	90,1
	10,0°	3.000	1,0	210	72,6	90,6
3	0,0°	6.130	1,6	69	90,8	86,0
	2,5°	6.130	1,8	56	83,9	92,3
	5,0°	6.130	2,1	118	71,1	92,6
	10,0°	6.130	1,2	179	123,0	90,1
4	0,0°	11.790	1,4	60	200,2	59,4
	2,5°	11.790	3,3	59	84,7	91,6
	5,0°	11.790	3,0	123	94,8	91,4

Fonte: Wu e Huang (1996).

WU E HUANG (1996) verificaram que: a) nos reatores com paredes inclinadas a distribuição das biopartículas foi melhor b) ocorre o aumento da média aritmética da espessura do biofilme, da área superficial específica e da biomassa específica com o aumento do ângulo de inclinação; c) para taxas de carregamento orgânico menores que 50 kg/DQO m³ dia, a eficiência de remoção de DQO foi semelhante nos 4 (quatro) reatores; d) para taxas de carregamento orgânico superiores a 50 kg/DQO m³ dia, a eficiência de remoção de DQO foi maior nos reatores com inclinação.

Apesar da importância dos trabalhos de WU E HUANG (1996), a falta de padronização do TDH, da taxa de recirculação e da Taxa de Carregamento Orgânico Volumétrica (kg DQO_T/m³.dia) dificultam a comparação dos resultados. Contudo, é importante ressaltar que a inclinação das paredes do reator é um aspecto importante para a redução da velocidade ascensional durante o escoamento ascensional da massa líquida.

3.6.2. Taxa de Recirculação (Tq)

Na maioria dos reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado é recirculada uma parte do efluente do reator para garantir as condições e a flexibilidade operacional. Segundo CAMPOS E PEREIRA (1999), em pesquisas de laboratório há grande variação na taxa de recirculação de parte do efluente, sendo a vazão de recirculação de 0,5 até 100 vezes a vazão de água residuária bruta afluente.

O ajuste das vazões de alimentação e de recirculação é necessário para aplicação da velocidade ascensional desejada para expandir o leito, sendo que existe grande interação da taxa de recirculação com outras variáveis operacionais.

A recirculação do efluente é importante para a movimentação do leito suporte, pois aumenta a velocidade ascensional da massa líquida sem prejuízo do tempo de detenção hidráulica. Contudo, a grande relação entre a vazão de recirculação e a vazão de alimentação ocasiona aumento no consumo de energia elétrica, resultando em aumento no custo de operação.

DROSTE (1997) cita que os reatores de leito expandido/fluidificado requerem mais energia que os outros reatores anaeróbios, o que pode ser diminuído com a utilização de meios suporte com densidade próxima a densidade da água.

Em experimentos em escala de laboratório com reator anaeróbio de leito expandido tratando esgoto sanitário sintético, JEWELL et al (1981) observaram que a elevada taxa de recirculação provocava grande consumo de energia para bombeamento. Esses autores concluíram que este requerimento energético deveria diminuir significativamente nos sistemas em escala real, devido a maior profundidade do reator, porém observaram que ainda eram desconhecidos os efeitos da diminuição da taxa de recirculação.

AKUTSU (1985) empregou razão de recirculação (vazão efluente / vazão total) de 1:34, 1:20 e 1:8 em pesquisas em reator experimental com 1,20 m de altura

estática do leito de areia, tendo observado que esses valores foram muito altos, requerendo custos relativamente grandes com energia elétrica. No entanto, o autor observa que essas razões de recirculação poderão ser diminuídas pelo aumento da altura do reator e/ou o emprego de materiais suportes que necessitem menor velocidade para fluidificar.

A relação vazão total pela vazão de água residuária foi entre 3,6 e 21,7 nos experimentos de TERÁN (1995) com reator anaeróbio de leito fluidificado, tendo ocorrido as melhores remoções de DQO quando a relação foi de 9,7 (vazão total / vazão de água residuária).

No tratamento esgoto sanitário sintético solúvel em 3 reatores anaeróbios de leito expandido, em escala de laboratório (volume de cada reator de 1 L), JEWELL e MORRIS (1981) utilizaram vazão de recirculação de 6 a 114 vezes maior do que a vazão afluyente.

MORRIS & JEWELL (1981) empregaram vazão de recirculação entre 36 a 58 vezes maior do que a vazão afluyente para tratar esgoto sanitário sintético particulado (celulose), tendo utilizado o mesmo sistema experimental de JEWELL e Morris (1981).

CHANG et al (1991) alimentaram uma coluna (\varnothing 10 cm e 2,0 m de altura) com vazão média de 39 l/h de substrato diluído (0,09 mg COT/cm².dia), tendo utilizado altas taxas de recirculação que resultaram em velocidades ascensionais entre 50 e 100 m/h para fluidificar leito de esferas de vidro (\varnothing = 0,375 mm, densidade 2,5 g/cm³, ψ = 0,99).

CAMPOS (1989) paralisou a recirculação de parte do efluente do reator anaeróbio de leito expandido (10,9 L) no 214º dia de operação, devido ao grande crescimento de biomassa aderida e a existência de espaços vazios nos biofilmes. Esse procedimento modificou a operação do reator para de leito fixo, tendo o substrato

sintético escoado entre as biopartículas sem problema de colmatação até o final do experimento, no 328º dia de operação.

Segundo JEWELL (1982), no menor fluxo requerido para expansão do leito pode não ser necessário incluir bomba de recirculação. No entanto, Pereira e Campos (1999) ressaltam que há muitos fatores que afetam o processo, de tal forma que as vazões de água residuária e de recirculação mais apropriadas devem ser estudadas, caso a caso.

IZA (1991) comenta que a operação do reator sem recirculação depende da utilização de partículas de baixa densidade e da concentração do afluente, sendo, na grande maioria dos casos, recomendado que a recirculação seja mantida mesmo quando o reator anaeróbio de leito expandido não for alimentado com substrato afluente.

3.6.3. Tempo de Detenção Hidráulica (TDH)

A utilização de volumes diferentes para calcular o TDH nos reatores com leito expandido / fluidificado faz com que exista grande variação nos resultados, já que podem ser utilizados os volumes: do leito, da zona de reação (total ou útil) ou do reator (zona reação + zona de sedimentação).

Segundo IZA (1991) na literatura são encontradas diferenças do volume a ser utilizado como referência para projeto, sendo o mais correto a utilização do volume total do reator, já que todo o reator deve ser construído e não apenas a região do leito.

Os reatores com biomassa ativa necessitam de TDH relativamente pequenos para tratar águas residuárias com moléculas simples, como ácidos orgânicos, álcoois e açúcares, sendo o TDH aumentado de acordo com a complexidade dos poluentes,

como moléculas de proteínas e carboidratos, que requerem tempo maior para a hidrólise (SPEECE, 1995).

DIEZ BLANCO et al (1995) comentam que a expansão do leito é uma das variáveis mais importantes para a escolha do reator de leito fluidificado, pois estabelece o tempo de detenção hidráulica na zona de biocatalização, sendo diretamente relacionada com os custos de bombeamento.

AKUTSU (1985) obteve remoções médias de DQO_T de 70 % e 63 % quando operou reator anaeróbio de leito fluidificado com TDHs de 3,5 h e 2,0 h, respectivamente, tendo calculado os TDH para o volume total do reator, ou seja, os TDHs reais são menores que esses valores.

VIEIRA (1989) tratou substrato sintético (glicose + extrato de fígado bovino) em reator anaeróbio de leito expandido (9,5 l), tendo reduzido o TDH de 7,0 h para 1,5 h (considerando o volume total) e obtido os melhores resultados com TDH de 3,5 h.

Durante a operação de reator anaeróbio de leito de areia fluidificado tratando esgoto sanitário sintético, TERÁN (1995) variou a vazão entre 6,3 l/h e 8,2 l/h (vazão média de 6,3 l/h) com TDH de 3,5 h e 2,4 h, respectivamente, tendo esses valores sido calculados com base no volume útil, por onde ocorreu o fluxo da fase líquida, incluindo-se os vazios do leito de areia fluidificado, ou seja, o autor descontou o volume das partículas no cálculo do TDH.

JEWELL (1982) elaborou dois gráficos com o tempo de detenção hidráulica (TDH) como uma das variáveis, para dimensionamento do reator de leito expandido / fluidificado. Em um dos gráficos o TDH variou até 24 horas, sendo relacionado com a carga orgânica volumétrica (como DQO total), a razão do volume requerido no reator pela vazão afluyente e a concentração do substrato (DQO Total); enquanto no outro gráfico o TDH variou até 40 horas e foi relacionado com a velocidade

ascensional, a altura do reator e o tipo de movimentação do leito (expansão ou fluidificação).

Apesar da importância teórica dos gráficos apresentados por Jewel (1982), o fato desses gráficos terem sido concebidos em escala de laboratório e com grandes valores de TDH dificultam a sua aplicação prática para o aumento da escala desse tipo de reator.

Durante suas pesquisas, AKUTSU (1985) verificou que a mudança no TDH provoca, de início, redução da eficiência do reator, porém seguida de recuperação após algumas semanas.

3.6.4. Carga Orgânica Volumétrica (COV)

IZA (1991) comenta que os reatores de leito expandido / fluidificado podem ser usados para tratar todo tipo de água residuária, do esgoto sanitário (baixa COV) até efluentes de indústrias de cerveja e açúcar (alta COV), pois o efeito diluidor da recirculação e a excelente transferência de massa permitem que o reator trate de poucos kg DQO/m³d até 150 a 180 kg DQO/m³d. Esse autor ainda comenta que os valores de COV em escala real são menores que os observados em escala piloto, sendo comum valores entre 30 e 60 kg DQO/m³.d.

THEREZO (1993) pesquisou o incremento da COV de esgoto sanitário sintético “forte” em um reator anaeróbio de leito expandido de areia (10,9 l), tendo obtido as melhores remoções de DQO (em média 74%) quando a taxa de carregamento orgânico foi de 12,8 kg DQO/ m³.d e o tempo de detenção hidráulica foi de 1,6 horas. O autor observou que o pior desempenho ocorreu na operação com COV de 40 kg DQO/ m³.d, quando foi reduzido o percentual de metano no biogás e aumentada em até 500% a concentração de ácidos voláteis no efluente.

No tratamento de esgoto de indústria de conservas em reator anaeróbio de leito fluidificado (39,25 l), AKUTSU (1985) verificou que o desempenho do reator praticamente não foi afetado pelo aumento da COV; redução do TDH e diminuição da taxa de recirculação, conforme os resultados mostrados na Tabela 3.7.

Tabela 3.7: Desempenho Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado com o Aumento da COV.

COV <u>kg DQO</u> <u>m³.d</u>	TDH <u>d</u>	θ_c <u>d</u>	Remoção		Efluente		Q efl / Q afl	Biomassa Aderida <u>mg/L</u>
			DQO <u>%</u>	DBO ₅ <u>%</u>	SSV <u>mg/L</u>	Alc. Total <u>%</u>		
1,7	6,0	6,0	70	78	62	+ 21,2	1 : 34	2810
2,6	3,5	7,3	70	82	36	+ 33,0	1 : 20	3405
3,0	2,0	3,4	63	83	47	+ 45,0	1 : 8	3632

Fonte: AKUTSU (1985).

Em praticamente 12 meses de operação do reator anaeróbio de leito fluidificado tratando água residuária de indústria de conservas vegetais, AKUTSU (1985) obteve os melhores resultados 83% e 63% de remoção de DBO₅ e DQO, respectivamente, quando o TDH foi de 2 horas e a COV média aplicada foi de 3,0 kg/m³.d.

Os resultados obtidos por AKUTSU (1985) incentivaram VIEIRA (1989) a utilizar reator anaeróbio de leito expandido (9,5 l) para tratar despejo líquido de baixa concentração, com a aplicação das COV de 0,62 kg DQO/m³.d; 1,00 kg DQO/m³.d; 3,27 kg DQO/m³.d e 7,31 kg DQO/m³.d, tendo a maior eficiência de remoção de DQO (87%) ocorrido com TDH de 3,5 h e COV aplicada de 3,27 kg DQO/m³.d.

CAMPOS (1989) desenvolveu pesquisa com 3 (três) reatores biológicos de filme fixo em série (anaeróbio-anóxico-aeróbio), tendo observado que o reator anaeróbio de leito fluidificado de acrílico (10,9 l), com leito de areia de tamanho médio 2,0 mm e TDH de 1,6 h (em relação ao volume de vazio, apresentou remoções de 75% de DQO e de 25% de NTK, quando submetido a 13,6 kg DQO / m³.dia. e

0,47 kg NTK/m³.d, respectivamente. Esse autor constatou que a remoção global média do sistema foi de DQO entre 96,1 % e 98%, conversão máxima de NTK de 78,3% e remoção de 88,5% do fósforo.

A aplicação de COV de 30 kg DQO/m³.d de esgoto sanitário sintético reduziu a remoção de DQO para 50% no reator anaeróbio de leito fluidificado pesquisado por TERÁN (1995), não tendo o reator mantido a capacidade inicial de tamponamento, apesar da adição de bicarbonato de sódio, pois a concentração de ácidos voláteis no efluente atingiu valores da ordem de 400 mg/L.

SWITZENBAUM & JEWELL (1980) utilizaram 3 (três) reatores anaeróbios de leito expandido com partículas de óxido de alumínio (0,5 mm e densidade de 2,79 g/cm³), em escala de laboratório (volume total 1 l), para o tratamento de substrato orgânico sintético, tendo observado elevadas remoções nos ensaios realizados com baixas temperaturas (10 °C e 20°C); diminuição do tempo de detenção hidráulica (6,0 horas até 20 minutos); concentrações de DQO menores que 600 mg/L e COV variando de 0,8 a 4,8 kg DQO/m³.d.

HOLST et al. (1997) comentam que remoções de 80% de DQO foram obtidas no tratamento do efluente líquido de uma destilaria (70 kg DQO/m³.d) em um reator anaeróbio de leito expandido / fluidificado patenteado, com 0,8 m de diâmetro e PLC controlando a operação. Os autores contudo não citam em seu trabalho o TDH, a taxa de recirculação, a biomassa presente no reator, etc.

3.6.5. Tempo de Retenção Celular (θ_c)

O tempo de retenção celular no reator anaeróbio de leito expandido excede 30 dias, mesmo em baixo tempo de detenção hidráulica. (JEWELL et al, 1981).

SWITZENBAUM & JEWELL (1980) comentam que a biomassa total é formada pela biomassa aderida no material suporte (maior parte) e pela biomassa suspensa entre os materiais suporte.

Em ensaios com reatores anaeróbios de leito expandido em escala de laboratório, JEWELL & MORRIS (1981) verificaram que a biomassa variou de 30 a 40 g de SSV/l, sendo o tempo de retenção celular superior a 100 dias para TDH de 1h, DQO afluente de 500 mg/L e SST no efluente menores que 50 mg/L.

Durante seus experimento com o reator anaeróbio de leito fluidificado, AKUTSU (1985) obteve os melhores resultados quando o reator foi operado com tempo de retenção celular θ_c de 7,3 dias e tempo de detenção hidráulica de 3,5 horas, conforme pode ser verificado na tabela 3.7.

CAMPOS (1989) pesquisou o tratamento de esgoto sanitário sintético em reator anaeróbio de leito fluidificado, tendo obtido a maior eficiência (75% de remoção de DQO) com TDH e θ_c de 1,6 h e 19 dias, respectivamente. Esse autor ainda verificou concentrações médias de 10,7 g/L SSV aderida as partículas de areia e de e 1,6 g/L de SSV nos interstícios.

SWITZENBAUM & JEWELL (1980) tiveram dificuldade para avaliar a biomassa, como SSV, aderida em partículas de óxido de alumínio utilizadas em 3 (três) reatores anaeróbios de leito expandido, em escala de laboratório (volume total 1 l), alimentados com substrato sintético, devido a significativa quantidade de compostos químicos retidos nas partículas suporte que não foram removidos a 103°C. No entanto, esses autores observaram que a biomassa era fina, densa e fortemente aderida, tendo o filme de microrganismos entre 15 μm e 20 μm de espessura máxima.

Em razão de paralisações ocorridas no sistema experimental utilizado em sua pesquisa, AKUTSU (1985) notou que o reator pode ficar sem receber alimentação alguma durante vários dias, sendo que, apesar disso, após duas ou três

semanas do reinício da alimentação do substrato, o mesmo volta a apresentar eficiência equivalente àquela que possuía anteriormente à interrupção.

3.6.6. Desprendimento do Biofilme

A fluidificação do leito pode criar problemas de desprendimento do biofilme e controle da expansão do leito (Chang et al, 1991).

O desprendimento do biofilme pode ocorrer por choque entre partículas, produção interna de gás, limitações na difusão de substrato para as camadas mais internas, sendo que a biomassa desprendida pode ser aderida em outra partícula, ficar suspensa na massa líquida (como um grânulo) ou ser arrastada para fora do reator IZA (1991).

SPEECE (1996) observa que o leito pode entrar em colapso no caso de falhas no suprimento de energia elétrica, já que quando a energia é abruptamente restaurada pode ocorrer a movimentação do leito para a parte superior, até a saída do reator, antes que ele tenha oportunidade de fluidizar. Porém o autor comenta que isso ocorre principalmente em pequenos reatores.

Os reatores com leito móvel apresentam crescimento de consórcios de microrganismos envolvendo a partícula suporte, o que pode resultar em desvantagem por reduzir a densidade da biopartícula. Além disso, o aumento na espessura das biopartículas provoca diminuição do espaço livre existente entre as biopartículas individuais, o que resulta em aumento da velocidade ascensional do líquido com conseqüente arraste de biomassa.

ARAÚJO (1995) observa que a manutenção da espessura do biofilme ocorre em conseqüência das forças hidrodinâmicas; e não devido a processos de decaimento.

CHANG et al (1991) comentam que o desprendimento do biofilme, devido a hidrodinâmica e ao atrito entre as partículas, é muito pouco entendido nos processos que utilizam leito fluidificado.

SWITZENBAUM & JEWELL (1980) propõem que o balanço de massa do carbono orgânico no reator anaeróbio de leito expandido pode ser realizado da seguinte maneira: carbono afluente = DQO solúvel no efluente + produção de CH_4 + CH_4 dissolvido no efluente + SSV no efluente + biomassa acumulada no reator.

O balanço do carbono orgânico, realizado por SWITZENBAUM & JEWELL (1980), em reator anaeróbio de leito expandido teve razão média do carbono afluente em relação ao carbono efluente de 0,933, o que foi considerado um bom resultado.

Apesar de utilizar decantador primário e reator anaeróbio de leito fluidificado para tratamento de águas residuárias de indústria de conservas, AKUTSU (1985) percebeu que os SSV presentes no efluente do reator experimental, contribuíram de maneira significativa para reduzir as eficiências de remoção de DQO e DBO.

3.6.7. Zona de Sedimentação

DROSTE (1997) observa que para evitar o arraste de sólidos no efluente, o reator deve dispor de um dispositivo de retenção desses sólidos, sendo que van Loosdrecht et al. (1995) comentam que esse mecanismo (dispositivo) deve ser instalado na parte superior do Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado.

Em altas velocidades ascensionais a biomassa suspensa ou desprendida dos biofilmes reduz a qualidade do efluente; sendo que para adequar o efluente deve ser utilizada unidade de sedimentação externa, quando não existe possibilidade de instalação de zona de sedimentação interna no próprio reator (IZA, 1991).

CAMPOS (1989) ressalta que projetos desse tipo de reator devem sempre considerar a possibilidade de introduzir zona de decantação sobre a zona de reação, com objetivo de aumentar a eficiência do reator através do maior cuidado na retenção de sólidos orgânicos, passíveis de introduzir DQO no efluente tratado.

No tratamento de esgoto sanitário sintético em reator anaeróbio de leito expandido de areia, THEREZO (1993) verificou que a participação dos SST na DQO do efluente chegou a representar, em média, cerca de 44%, o que para o autor revelou a necessidade de uma melhor separação de sólidos na zona de decantação do reator.

SPEECE (1996) recomenda que um equipamento para separação biomassa / meio seja utilizado em seguida ao reator de leito fluidificado, para evitar que eventual falha no processo, como a paralisação de energia elétrica, ocasiona perda considerável da biomassa.

SWITZENBAUM & JEWELL (1980) citam que a concentração de SST no efluente aumenta levemente em grandes aumentos da Taxa de Carregamento Hidráulico, sendo essa uma das grandes vantagens do reator anaeróbio de leito expandido em relação aos reatores com biomassa suspensa.

JEWELL et al (1981) mencionam que os protozoários anaeróbios e a pequena velocidade ascensional podem influenciar na clarificação do efluente de reator anaeróbio de leito expandido. O primeiro por ser predador das bactérias e o segundo por facilitar a retenção das partículas sólidas no leito expandido.

AKUTSU (1985) observou concentrações de sólidos suspensos no efluente de 62 mg/L, 36 mg/L e 47 mg/L para tempos de detenção hidráulicas de 6,0, 3,5 e 2,0 horas (sem considerar o volume do leito) em reator anaeróbio de leito expandido / fluidificado. Como não existia unidade de sedimentação no TDH de 6,0 horas, o autor concluiu que a instalação da zona de decantação melhorou a capacidade de retenção dos SS, principalmente por ter sido diminuído o TDH, o que

concomitantemente provocou aumento na taxa de aplicação superficial no topo do reator. Apesar disso, AKUTSU (1985) recomendou que a zona de sedimentação do reator seja melhorada ou que sejam procuradas novas formas de retenção desses sólidos.

JEWELL (1982) comenta que na parte superior do reator anaeróbio de leito expandido / fluidificado pode ser empregada taxa da ordem de $1,71 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ (41 m/d), semelhante a de um clarificador, para evitar perda de partículas. No entanto, o autor observa que para a remoção de partículas de microrganismos floculados (biomassa suspensa) e biomassa desprendida do biofilme é preciso adotar outras taxas durante o projeto da unidade de clarificação.

3.6.8. Perda de Carga

Segundo O. JUNIOR (1986), na prática quando ocorrem campos de velocidade mais elevados, onde as forças de viscosidade não são as dominantes, mas sim as forças inerciais, e a turbulência torna-se significativa, verifica-se um aumento, proporcionalmente menor, da velocidade com a perda de carga, resultando uma relação não linear.

Em geral a perda de pressão pela fricção dentro do leito com densidade similar a da areia ($2,65 \text{ g/cm}^3$) resulta em perda de carga de 1,0 mca ou mais por metro de leito, enquanto partículas com densidades menores resultam em perda de carga da ordem de 0,8 mca por cada metro de leito (JEWELL, 1982).

Em ensaios para verificar a perda de carga no leito de areia (altura estática 0,9 m) de um reator anaeróbio de leito fluidificado tratando esgoto sanitário sintético, TERÁN (1995) obteve perdas de carga de 0,84 m e 0,73 m quando o leito expandiu 36,7 % (1,23 m) e 56,7% (1,41 m), respectivamente.

No começo da fluidificação pode ocorrer algum comportamento não ideal quando o líquido ascensional passa através de caminhos preferenciais ou quando as partículas estão juntas agregadas e aderem uma às outras (agregados de partículas, muito comum em leitos biológicos), o que irá requerer uma sobrepressão para separar as partículas e tornar homogênea a fluidificação particulada (IZA, 1991).

Em testes que precederam a entrada em operação de reator anaeróbio de leito expandido (9,5 l), VIEIRA (1989) observou que a altura do leito em repouso dependia da condição interna de acomodação das partículas, pois nem sempre os valores obtidos eram reproduzidos em ensaios posteriores.

Essa observação de VIEIRA (1989) é muito importante para explicar perdas de carga diferentes em ensaios que utilizem a mesma velocidade ascensional, pois durante a colocação ou as acomodações consecutivas das partículas podem ser modificados os caminhos para escoamento da massa líquida e, com isso, alterados os valores de perda de carga.

A distribuição adequada do afluente em sistema de *manifolds* é, segundo HOLST et al. (1997), uma das formas de reduzir as perdas de carga na entrada do reator, bem como, melhorar o escoamento ascensional da massa líquida. Esses autores comentam que os furos próximos do fundo provocaram problemas de abrasão, o que obrigou a modificação da entrada em um reator em escala real, utilizado para tratamento dos efluentes de uma cervejaria

Usualmente a vazão de recirculação é várias vezes maior que a vazão afluente, sendo conveniente que a entrada do afluente na tubulação seja antes da entrada da vazão de recirculação, já que a bomba de entrada terá menor pressão contrária e será mais fácil manobrar a vazão de recirculação para a expansão desejada (IZA, 1991).

3.6.9. Produção de Biogás

O biogás é produzido principalmente na zona de reação dos reatores anaeróbios, sendo formado basicamente pelos gases metano e dióxido de carbono e, em menor quantidade, por outros gases, como nitrogênio, hidrogênio, etc.

A produção de biogás pode variar de 5 a 20 l/ pessoa por dia, sendo que a participação de metano, em volume, pode ficar na faixa de 50% a 70% (CAMPOS E PAGLIUSO, 1999).

De acordo com a estequiometria, a produção teórica de gás metano é de 350 l por cada quilograma de DQO removido (em termos de matéria orgânica degradada), nas condições normais de temperatura e pressão (SPEECE, 1995).

Segundo CAMPOS E PAGLIUSO (1999), os valores teóricos de produção de biogás e do percentual de metano não são obtidos nos reatores anaeróbios, sendo geralmente muito maiores que os valores reais.

A composição global do biogás produzido durante a digestão anaeróbia varia de acordo com as condições ambientais presentes no reator, mudando rapidamente durante o período inicial de partida do sistema e também quando o processo de digestão é inibido (CHERNICHARO, 1997).

FORESTI et al (1999) ressaltam que o metano é produzido pelas bactérias acetotróficas, a partir da redução de ácido acético; ou pelas bactérias hidrogenotróficas, a partir da redução de dióxido de carbono, conforme mostrado nas eq.(29) e eq.(30), respectivamente.

Metanogênese acetotrófica ou acetoclástica



Metanogênese hidrogenotrófica



As bactérias que produzem metano a partir de hidrogênio crescem mais rapidamente que aquelas que usam ácido acético, de modo que as metanogênicas acetotróficas geralmente limitam a taxa de transformação de material orgânico complexo presente no esgoto para biogás (van HAANDEL & LETTINGA, 1994).

CHERNICHARO (1997) cita que o metano é rapidamente separado da fase líquida, devido sua baixa solubilidade em água, deixando o reator com a fase gasosa, enquanto o dióxido de carbono, ao contrário, é bem mais solúvel em água que o metano, saindo do reator parcialmente como gás e parcialmente dissolvido no efluente líquido.

Assim, o monitoramento da composição do biogás é uma das formas de controle da operação do reator anaeróbio de leito expandido, pois demonstra a interatividade entre os microrganismos, sendo que reatores bem operados apresentam biogás com elevado percentual de gás metano e baixo percentual de gás dióxido de carbono.

A potencialidade de utilização do gás metano como fonte de energia foi citada por SPEECE (1996) como uma das vantagens da utilização do reator anaeróbio de leito fluidificado em relação ao sistema aeróbio para tratamento de águas residuárias industriais, conforme mostrado na Tabela 3.8.

Tabela 3.8: Comparação do Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado com o Tratamento Aeróbio.

Parâmetro	Anaeróbio de Leito Fluidificado	Tratamento Aeróbio
DBO removida (kg/d)	4.399	4.399
Volume reator (m ³)	884	6434,5
Área Superficial (m ²)	83,6	1393,5
Energia Requerida kW.h/d	720	8600
Custo de Energia \$/ano	15.700,00	188.200,00
Produção de Metano m ³ /d	2.038,7	0
Valor do Gás US\$/ano	150.000	0
Produção de Lodo t/ano	180	1800

Fonte: Adaptado de Speece (1996).

No entanto, SPEECE (1996) observa que a utilização do gás metano em pequenas instalações pode não ser economicamente vantajosa, devido o alto investimento para o seu aproveitamento.

O comportamento do leito suporte de reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado pode sofrer alterações de acordo com o volume produzido de gás. Segundo IZA (1991), em sistemas de baixa COV é desprezível a influência do gás produzido, enquanto que a grande produção de gás nos sistemas com alta COV pode afetar, e mesmo modificar, o comportamento hidrodinâmico do leito.

CAMPOS & PAGLIUSO (1999) alertam que a presença de gás sulfídrico (H₂S) no biogás merece atenção especial, pelas propriedades tóxicas, corrosivas e odoríferas desse gás. Esses autores comentam que quanto mais elevado for o pH, acima de 7,0, menor será a existência de H₂S na forma de gás, reduzindo a exalação de odores, pois o meio básico retém o H₂S produzido no reator.

3.6.10. Utilização de Produto Químico

O grande percentual de CO_2 no biogás e o baixo pH da massa líquida são indicativos de que o reator encontra-se “acidificado”, sendo que para corrigir essa instabilidade operacional é necessário reduzir as cargas hidráulica ou orgânica afluentes, impedir a entrada de compostos tóxicos, corrigir a alcalinidade, etc.

IZA (1991) comenta que misturar o afluente com parte do efluente recirculado de alcalinidade relativamente alta facilita o controle do pH e evita, em alguns casos, a necessidade de correção da alcalinidade. Contudo, como existem muitos processos de alta taxa, uma carga orgânica de choque pode conduzir a um desbalanceamento e a uma rápida acidificação do meio, o que pode ser evitado pela utilização de um tanque de equalização e um sistema de dosagem de alcalinidade.

A correção da alcalinidade é realizada pela dosagem de produto químico até que sejam estabilizadas as condições ambientais favoráveis para o metabolismo das bactérias acidogênicas e metanogênicas. Entre os produtos químicos utilizados estão: óxido de cálcio – CaO ; hidróxido de cálcio - $\text{Ca}(\text{OH})_2$; hidróxido de sódio – NaOH ; carbonato de sódio - NaCO_3 ; bicarbonato de sódio - NaHCO_3 .

VIEIRA (1989) testou óxido de cálcio (CaO), hidróxido de sódio (NaOH) e carbonato de sódio (NaCO_3) durante a partida de reator anaeróbio de leito expandido (9,5 l) para tratamento de substrato sintético (glicose + extrato de fígado bovino), tendo obtido melhores resultados com o NaCO_3 . Contudo, na operação normal acabou utilizando bicarbonato de sódio (NaHCO_3) para melhorar a condição de tamponamento.

Em seus experimentos TERÁN (1995) aumentou a dosagem de bicarbonato de sódio no esgoto sanitário sintético para estabilizar o ambiente interno do reator, já que o aumento da COV provocou diminuição nos valores de pH no reator anaeróbio de leito fluidificado de areia.

SWITZENBAUM & JEWELL (1980) E JEWELL & MORRIS (1981) utilizaram 55 g de bicarbonato de sódio/ l durante a preparação de substrato sintético que alimentava 3 reatores anaeróbios de leito expandido, em escala de laboratório (volume cada 1 l).

AKUTSU (1985) utilizou carbonato de sódio para corrigir a alcalinidade e o pH da água residuária de indústria de conservas e evitar instabilidades no reator, tendo obtido efluente com concentração de alcalinidade total próximo a 400 mg/L.

SPEECE (1996) comentou que a principal função da correção da alcalinidade nos reatores anaeróbios é o tamponamento da acidificação provocada pelo CO₂ e não apenas pelos ácidos voláteis.

Para evitar a redução do pH na parte inferior de reator anaeróbio de leito fluidificado, em escala real, operando na máxima capacidade de degradação de altas taxas de carregamento orgânico, SCWARZ (1997) sugeriu: a) titulação moderada de NaOH, para alterar o pH sem ocasionar precipitação de carbonato de cálcio; b) distribuição de parte do afluente ao longo da altura do reator, para evitar a entrada da COV em apenas um ponto.

IZA (1991) observa que a precipitação de carbonatos e sulfatos e a acumulação de sólidos inorgânicos é bastante improvável, diferindo do que ocorre em sistemas aeróbios, devido a alta velocidade ascensional.

MARAGNO (1988) utilizou bicarbonato de sódio, como produto alcalinizante, na preparação do esgoto sanitário sintético tratado que alimentava reator anaeróbio de leito expandido (10,5 l).

Em suas pesquisas com tratamento de compostos fenólicos, COSTA (1994) observou que a alcalinidade conferida pela água bruta e a basicidade do carvão ativado explicaram a pequena utilização de bicarbonato de sódio para a correção da alcalinidade no reator anaeróbio de leito fluidificado.

3.7. Tratamento de Esgoto Sanitário em Reator Anaeróbio de Leito Expandido

JEWELL (1982) conclui em seus experimentos que o reator anaeróbio de leito expandido / fluidificado é uma alternativa para o tratamento de esgotos municipais, já que é capaz de fornecer efluente secundário de qualidade sem produzir lodo secundário (sic).

A propriedade especial de transferência de massa no reator anaeróbio de leito expandido / fluidificado permite o tratamento de águas residuárias muito diluídas (como esgoto sanitário), em que o carregamento orgânico é muito pequeno, tendo boa eficiência e baixo TDH (IZA, 1991).

TERÁN (1995) pesquisou o tratamento de esgoto sanitário sintético em um reator anaeróbio de leito fluidificado, em escala piloto, tendo concluído que a aplicação de carga orgânica volumétrica da ordem de $10 \text{ kg DQO} / \text{m}^3 \cdot \text{d}$ resulta em remoção média de 75 % de DQO.

Durante pesquisa do tratamento de esgoto sanitário sintético em reator anaeróbio de leito expandido (10,5 l), com leito de areia de tamanho médio 2,0 mm, MARAGNO (1988) observou que o acréscimo no TDH de 1,0 h para 1,5 h aumentou remoção de DQO de 58% para 68%.

JEWELL & MORRIS (1981) obtiveram valores de DQO solúvel menores que 90 mg/L e concentrações médias de SST de 45 mg/L no efluente de reatores anaeróbios de leito expandido, em escala de laboratório, tratando esgoto sanitário sintético sob condições de choque de temperatura, vazão e concentração do substrato. Esses autores perceberam que as elevadas concentrações de biomassa e o grande tempo de retenção celular fizeram com que a operação do reator praticamente não fosse afetada pelas variações de DQO afluente (de 50 mg/L para 950 mg/L), temperatura (35°C para 10°C), TDH (de 9,5 h para 0,5 h) e COV (de 1,3 kg DQO/m³.d para 24 kg DQO/m³.d).

Os experimentos de ARAÚJO (1995) e TERÁN (1995) com aumento do carregamento orgânico do esgoto sanitário sintético que alimentava reator anaeróbio de leito fluidificado de areia, em escala piloto, possibilitaram as seguintes conclusões:

- * a eficiência da remoção de DQO foi satisfatória, sendo observado valor máximo de 91,51 %;
- * houve aumento da concentração média de sólidos voláteis aderidos no meio suporte de 2 g/L (taxa de carregamento orgânico médio TCO = 4,39 kg.DQO/m³.dia) até 59 g/L (TCO média = 28,56 kg.DQO/m³.dia);
- * houve aumento no percentual de polímeros extracelulares, de aproximadamente 3 vezes desde o dia 194 de operação (TCO média = 2,22 kg.DQO/m³.dia) até o 378 dia de operação (TCO média = 28,56 kg.DQO/m³.dia).

Após pesquisar o tratamento de esgoto sanitário de cidade balnearia em reator anaeróbio de leito fluidificado de areia (0,4 a 0,6 mm), com 1,2 m de diâmetro e 8,0 m³ de volume, COLLIVIGNARELLE et al (1990) concluíram que esgoto sanitário pode ser tratado em ETE com unidades de gradeamento e de remoção de areia antecedendo esse tipo de reator, tendo ainda como opção o emprego de reator aeróbio para complementar o tratamento.

Em pesquisa em escala de laboratório, JEWELL et al (1981) utilizaram reatores de leito expandido anaeróbio – aeróbio em série para tratamento de esgoto sanitário sintético, tendo na eficiência máxima obtido remoções de COV superiores a 4,0 kg/m³.d e efluente final com valores menores que 10 mg/L de DQO, 1 mg/L de SST, 4 uT de turbidez e nitrificação praticamente total.

A utilização do reator anaeróbio de leito fluidificado antecedendo reatores com outros ambientes, nos trabalhos de JEWELL et al (1981) e de CAMPOS (1989), indicava a tendência atual de combinação de diferentes tipos de reatores para aumentar a eficiência, diminuir o volume de lodo e reduzir os custos operacionais em sistemas de tratamento de esgoto sanitário.

Para complementar o tratamento de esgoto sanitário nos reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado podem ser utilizados sistemas físico-químicos ou biológicos, os quais já estão sendo utilizados após reatores UASB, como o sistema de flotação por ar dissolvido (FAD) e o sistema de lagoas de estabilização.

Quando existir disponibilidade de área, o sistema de lagoas de estabilização parece o mais indicado, devido a redução dos custos de implantação e de operação.

De acordo com PENETRA (1998), o sistema de flotação por ar dissolvido aparenta ser atraente para o pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, já que, em escala piloto, remoções totais de 93,6% de DQO_T , 87,1% de SST, 90% de sulfetos e 30% de NTK foram obtidas em pesquisas do tratamento de esgoto sanitário em sistema com FAD após reator UASB (18 m³ de volume). PENETRA (1998) utilizou nessas pesquisas 65 mg/L de cloreto férrico, tempos de detenção hidráulicas e gradiente de velocidade de 30 s e 1100 s⁻¹ na unidade de mistura rápida e de 20 minutos e 80 s⁻¹ na unidade de floculação; e fração volumétrica de recirculação de 20 %.

O tratamento de esgoto sanitário em reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado é possível e indicado, podendo ser realizado de forma individual ou combinada. Contudo, os resultados desse tipo de reator em escala real ainda são pouco divulgados, o que, naturalmente, dificulta a difusão da sua utilização.

A. SOBRINHO & KATO (1999) concluem que os resultados de estudos com reatores anaeróbios de leito expandido ou de leito fluidificado são promissores, devendo, em futuro próximo, esses reatores representarem novas alternativas para o tratamento de esgotos sanitários.

3.8. Reator Anaeróbio de Leito Expandido / Fluidificado em Escala Real

O número de reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado utilizados no tratamento de águas residuárias ainda é pequeno em comparação com outros reatores anaeróbios, o que pode ser explicado por serem recentes os avanços do conhecimento tecnológico de biomassa aderida em meios suportes móveis.

Além disso, o desenvolvimento de reatores de leito expandido / fluidificado envolve algumas patentes ou dispositivos “secretos”, sendo que as firmas de engenharia têm relutado para fornecer informações de reatores em escala real, o que pode ser percebido pelos poucos relatos na literatura técnica terem escassas informações dos dados mais significativos (IZA, 1991).

COLLIVIGNARELLE et al (1990) observam que os reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado construídos em escala real tratam principalmente águas residuárias industriais, não tendo até 1990, segundo os autores, nenhum reator desse tipo tratando esgoto sanitário em escala real.

De acordo com GRADY* (1985) apud IZA (1991) no aumento da escala dos reatores deve ser considerado que: a) a eficiência de remoção em reatores em escala real é menor do que em escala de laboratório e b) existe relação direta entre a taxa de carregamento orgânico e a eficiência dos reatores em escala de laboratório, o que já não ocorre em escala real.

Algumas empresas desenvolveram e comercializam reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado para tratamento de águas residuárias, sendo que esses reatores acabam sendo conhecidos pela denominação utilizada pela empresa produtora.

* GRADY, C.P.L. (1985). Conference summary. **Proc. Seminar/Workshop “Anaerobic treatment of sewage”**, Switzenbaum, M.S., Editor. Amherst, Massachusetts. apud IZA J. (1991). Fluidized Bed Reactors for Anaerobic Wastewater Treatment. **Wat. Sci. Tech.**, vol. 24, no.8, pp 109 – 132.

Na Tabela 3.9 são mostradas as aplicações do reator anaeróbio de leito expandido / fluidificado denominado Anaflux. De acordo com HOLST et al. (1997), o reator Anaflux apresenta capacidade para tratamento de carga orgânica volumétrica (COV) de 70 kg DQO/m³.d, devido a aderência de biomassa (30 a 90 kg SSV/m³ de reator) nas partículas de biolita (material suporte inorgânico e poroso) de diâmetro efetivo menor que 500 µm, densidade próximo a 2,0 e coeficiente de desuniformidade < 1,5.

Tabela 3.9: Aplicação do Reator Anaflux.

Ano	Indústria	Unidades	Diâmetro (m)
1986	Cerveja	1	2,4
1987	Cerveja	5	5,0
1988	Papel	1	4,0
1988	Suco de Uva	1	5,0
1989	Amido	2	5,0
1990	Refrigerante	1	4,5
1992	Leite	2	5,0
1993	cerveja	2	4,5
1993	Amido	1	6,0
1994	Papel	1	4,5
1995	Chocolate	1	4,5
1995	Ácido cítrico	2	4,0
1995	Papel	2	4,5
1996	Perfume	1	3,2
1996	Géleia	1	4,5
1996	Alimentos para cães	1	4,5
1996	Moinho de Milho	1	6,1

Fonte: Holst et al (1997).

A tabela elaborada por HOLST et al. (1997) também apresenta uma coluna com os valores de carga orgânica volumétrica (kg DQO/m³.d), porém provavelmente ocorreram erros de conversão de unidades ou de digitação desses dados de COV (entre 670 e 50000 kg DQO/m³.d). Desse modo, na Tabela 3.10 não foram incluídos os valores extremamente elevados de COV citados no trabalho de HOLST et al. (1997).

De acordo com CAMPOS & PEREIRA (1999), o reator anaeróbio de leito expandido / fluidificado pode ser construído em concreto, fibra de vidro reforçado ou chapa metálica, sendo os de fibra de vidro menos atingidos do que os compostos agressivos presentes no ambiente anaeróbio, enquanto os de concreto e de chapa metálica precisam de revestimento especial.

IZA (1991) relata que a maioria dos reatores de leito expandido / fluidificado usados para tratamento de esgoto sanitário são construídos em concreto, tendo tanques com formato quadrado ou retangular, enquanto os reatores industriais são normalmente cilíndricos e usualmente fabricados em aço carbono ou plástico reforçado.

No tratamento de água residuária com elevada concentração de cálcio (em indústria de açúcar) não foram observadas quedas acentuadas de pH no reator anaeróbio de leito fluidificado (500 m³), o que pode ser atribuído as condições de auto-regulação (tamponamento) do sistema (SCWARZ, 1997).

HEIJNEN et al (1990) citam que o tratamento de água residuária com 3800 mg DQO/l, 25 kg DQO/m³.d a 30 kg DQO/m³.d, 150 mg NTK/l e 500 mg (SO₄)²⁻/l em 4 reatores anaeróbios de leito fluidificado foram obtidas remoções de DQO entre 60 e 65%; de 20 a 40 g/L de concentração de biomassa; produção de gás entre 3000 e 4000 m³/d. Os autores comentam que os reatores foram instalados em Delft, Holanda, sendo dois em 1984 e dois em 1985, e tendo cada reator volume de 215 m³ e TDH entre 1,4 a 1,8 h.

Na França, Estados Unidos (E.U.A), Holanda, Espanha e Índia estão instalados alguns reatores em escala real, sendo na Tabela 3.10 mostrados alguns dados relacionados por IZA (1991).

Tabela 3.10: Países com Reatores Anaeróbios de Leito Expandido em Escala Real.

País	Água Residuária	Número Reatores	Total m ³	Fonte
Holanda	Indústria de Fermento	4	1200	Enger et al, 1986 *
França		2	250	Borghans et al, 1990 **
Espanha	Cervejaria	5	825	Oliva et al, 1990 *
Índia		1	850	Sutton e Mishra, 1990 *
E.U.A	Líquido do lodo de esgoto	4	720	Sutton e Mishra, 1990 *

Fonte: Adaptado de IZA (1991).

POLANCO et al (1990) citam que a eficiência de depuração está relacionada com a expansão do leito. Esses autores recomendam a seleção de materiais suporte de diâmetros pequenos e a construção de reatores com altura menor que 20 m, para que as taxas de recirculação sejam baixas e o consumo de energia moderado.

IZA (1991) conclui que para o projeto de reator anaeróbio de leito expandido / fluidificado devem ser conhecidas as características de fluidificação (velocidade ascensional e expansão), a água residuária (vazão e composição) e o tempo de detenção hidráulico (TDH), sendo o aumento da escala muito difícil e com muitos aspectos técnicos e econômicos que devem ser considerados.

* ENGER, W.A et al (1986). Full-scale performance of a fluidized bed in a two-stage anaerobic waste water treatment at Gist Brocades. In: **Proc. NVA/EWPCA Water Treat. Conf. Anaerobic Treatment: A grown-up technology**, Amsterdam, the Netherlands, 299-306p apud IZA J. (1991). Fluidized Bed Reactors for Anaerobic Wastewater Treatment. **Wat. Sci.Tech.** vol. 24, no.8, pp 109 – 132.

* OLIVA, E. et al. (1990). Treatment of Wastewater at the El Aguila brewery (Madrid, Spain). Methanization in Fluidized bed Reactors. **Wat. .Sci. Technol.** 22 (1/2), 483-490p. IZA J. (1991). Fluidized Bed Reactors for Anaerobic Wastewater Treatment. **Wat. Sci.Tech.** vol. 24, no.8, pp 109 – 132.

* SUTTON, P.M. & MISHRA, P.N. Biological Fluidized Beds for Water and Wastewater Treatment: A state-of-the-art review. In: **Proc. Of the Water Pollution Control Federation Conference**. Washington, D.C. apud IZA J. (1991). Fluidized Bed Reactors for Anaerobic Wastewater Treatment. **Wat. Sci.Tech.** vol. 24, no.8, pp 109 – 132.

** Apesar de ser citado no texto (página 111), o trabalho de Borghans et al. (1990) não consta da relação de referências bibliográficas de Iza (1991).

4. MATERIAL E MÉTODOS

A pesquisa foi dividida em 8 (oito) fases experimentais para atender os objetivos propostos neste trabalho, tendo duração de 19 meses (agosto/96 a abril/98) e empregando instalações experimentais em escala de bancada, piloto e real

Nas duas primeiras fases, denominadas Fases de Seleção A e B, foram realizados ensaios nas instalações em escala de bancada e piloto para definir o material das partículas suporte do reator anaeróbio de leito expandido, o qual foi componente da instalação em escala real pesquisada nas Fases 1; 2; 3; 4; 5 e 6.

Na Fase de Seleção A foi observada a potencialidade de aderência de microrganismos em diferentes partículas suporte, sendo, para isso, utilizados 12 (doze) reatores anaeróbios de bancada (instalação 1). Essa fase foi realizada durante 5 meses, de agosto/96 a dezembro/96, no laboratório de Processos Biológicos da EESC-USP.

De outubro/96 a dezembro/96 foi realizada a Fase de Seleção B, para verificar a velocidade mínima de fluidificação de diferentes partículas ensaiadas em coluna de expansão/fluidificação (instalação 2), em escala piloto, do laboratório de Hidráulica da EESC-USP.

Os resultados obtidos nas Fases de Seleção A e B forneceram elementos para o projeto e dimensionamento do reator anaeróbio de leito expandido, das unidades de apoio e dos conjuntos moto-bombas (CMBs), os quais integraram a Estação de Tratamento de Esgotos Sanitários – ETE em escala real (instalação 3).

A ETE em escala real foi construída de janeiro/97 a março/97, período em que foram paralisadas as atividades experimentais. No dia 20/03/97 foram iniciados os testes hidráulicos que antecederam o funcionamento regular da ETE.

O 1º dia de operação da ETE ocorreu em 15.04.97, quando foram iniciadas as atividades de monitoramento programadas para a Fase Experimental 1, também denominada de Fase de Partida.

As Fases Experimentais 1; 2; 3; 4; 5 e 6 foram realizadas durante 380 dias de operação da ETE experimental, tendo o 380º dia de operação ocorrido no dia 30.04.98, quando foram concluídas as atividades experimentais da presente Tese.

O período de realização e o tipo de instalação das Fases de Seleção A; Seleção B e das Fases Experimentais 1; 2; 3; 4; 5 e 6 são mostrados na Tabela 4.1.

4.1. Fase de Seleção A: Aderência de Microrganismos

A Fase de Seleção A foi realizada para observação da potencialidade de aderência de microrganismos em diferentes materiais suporte, tendo sido utilizadas partículas de poliamida, de polibutireno tetraftalato com 30% recuperado de fibra de vidro (PBT) e de carvão ativado granular (CAG).

Inicialmente, amostras dessas partículas foram peneiradas, para uniformização do tamanho; e ensaiadas em picnômetro, para determinação das densidades. Em seguida, as partículas amostradas foram observadas e fotografadas em microscópio eletrônico de varredura (MEV), marca ZEISS, modelo DSM960 de 10 a 20 keV, do Departamento de Ciência dos Materiais do Instituto de Física da EESC-USP.

Nos ensaios com microscópio eletrônico de varredura (MEV) foram verificados os formatos e dimensões das partículas amostradas, sendo as principais características dessas partículas relacionadas na Tabela 4.2.

Tabela 4.2: Características das Partículas Amostradas

Partícula	Formato	d médio mm	c médio mm	ρ kg/m ³	Superfície
Poliamida	Cilíndrico	2,18	2,27	1140	Lisa sem poros ou cavidades
CAG	Irregular	2,10	1,80	1545	Rugosa com poros e cavidades
PBT	Cilíndrico	2,47	2,56	1442	Rugosa sem poros ou cavidade

obs: diâmetro (d); comprimento (c); e massa específica (ρ) da partícula.

Nas Figuras 4.1a, 4.1b e 4.1c. são mostradas as partículas de Poliamida, CAG e PBT utilizadas nos ensaios.

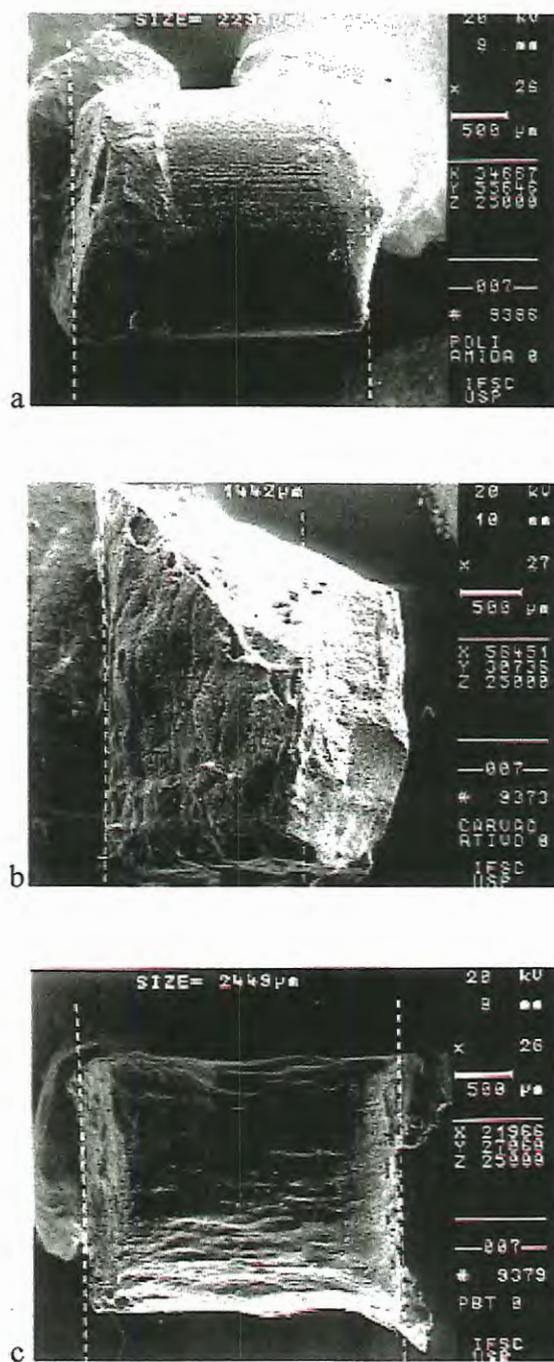


Figura 4.1: Fotografias das Partículas Amostradas de Poliamida (a), CAG (b) e PBT (c).

Para realização dos ensaios de aderência (fixação) de microrganismos nas partículas amostradas foi utilizada a instalação 1, a qual é esquematizada na Figura 4.2.

Essa Instalação foi constituída por 3 (três) sistemas experimentais independentes, um para cada tipo de partícula, sendo cada sistema formado por um recipiente de alimentação de esgoto sanitário filtrado, mangueiras plásticas com controlador de fluxo e 4 reatores anaeróbios de bancada.

No total foram utilizados 12 (doze) reatores, tendo cada um volume total de 50 ml, volume ocupado pelas partículas de 8,0 ml e escoamento em sentido ascensional. Os reatores foram separados quanto ao tipo de partícula e ao dia de coleta das amostras.

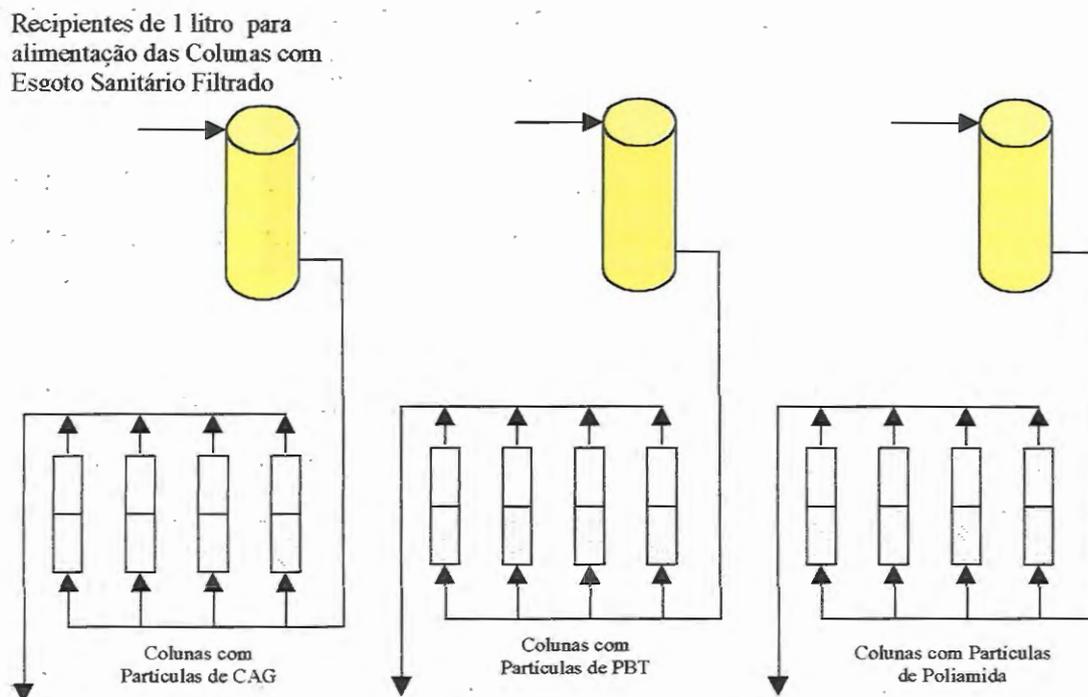


Figura 4.2: Representação Esquemática da Instalação 1.

Como substrato foi utilizado esgoto sanitário do interceptor CA Ø 600 mm, da Bacia Coletora de Esgoto Sanitário do Tijuco Preto, que atravessa o setor Nordeste do Campus da EESC.

Diariamente, eram realizadas duas coletas do substrato, as 08:00 e 18:00

horas, sendo o esgoto sanitário filtrado⁸ e colocado nos 3 (três) recipientes de 1 litro que alimentavam, de forma contínua e por gravidade, os 12 (doze) reatores.

A filtração foi realizada para evitar entupimentos nas mangueiras plásticas de alimentação dos reatores de bancada, enquanto a renovação permanente do substrato visava evitar o “envelhecimento” do esgoto sanitário filtrado na instalação 1.

Os reatores de bancada foram operados com tempo de detenção hidráulica e taxa de escoamento superficial do esgoto sanitário médios de 220 minutos e 0,0285 m³/m².h, respectivamente, sendo a reduzida velocidade ascensional empregada para facilitar o contato dos microrganismos com o substrato e com as partículas suporte, bem como, para evitar o arraste dos microrganismos no efluente do reator.

As amostras dos materiais suporte foram coletadas no 1º, 7º, 14º e 21º dias de operação, sendo imediatamente tratadas e condicionadas para observações e fotografias no microscópio eletrônico de varredura.

Após as coletas das amostras, os reatores anaeróbios foram retirados do sistema e, por segurança, preservados para eventual necessidade de coleta de novas amostras. Apesar desse cuidado, durante o experimento não foi necessária a repetição de nenhuma coleta.

No tratamento das partículas para a microscopia eletrônica foi utilizado o método da secagem por hexametildisilazano (HMDS) descrito por Nation, em 1983, e modificado por Araújo (1995), o qual é citado no item 4.3.6.

Uma lâmina de corte foi utilizada para dividir, a cada amostragem, 3 (três) partículas de cada material em 2 partes, para possibilitar a observação da superfície interna das partículas no microscópio eletrônico de varredura.

8 Filtro de Café, Marca Melita, Modelo 100, com abertura entre 0,335 mm até 0,559 mm.

Na Figura 4.3 é mostrada a Instalação 1 no 19º dia de operação, quando somente faltavam coletar as amostras do 21º dia.

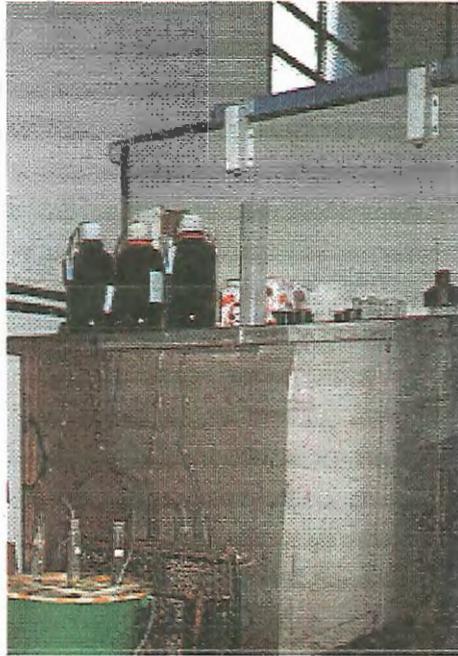


Figura 4.3: Fotografia da Instalação Experimental 1 no 19º dia de Operação

As Figuras das superfícies, externa e interna, foram realizadas para registrar a evolução da colonização e os diferentes tipos morfológicos de bactérias aderidas aos suportes estudados.

Também foram realizados ensaios de emissão de raios X (método EDX) para determinação de elementos inorgânicos presentes na superfície das partículas amostradas, sendo, para isso, empregados recursos do equipamento utilizado (MEV).

4.2. Fase de Seleção B: Expansão/Fluidificação das Partículas

Na Fase de Seleção B foram utilizadas diferentes velocidades ascensionais para verificação das condições de expansão / fluidificação de leitos de partículas de poliamida, PBT e carvão ativado granular (CAG).

Os ensaios foram realizados na Instalação 2, constituída por uma caixa de fibrocimento de 1.000 l equipada com resistência elétrica de 3000 w e termostato, uma coluna de fluidificação em acrílico, um conjunto moto-bomba de 1,0 CV, uma válvula tipo esfera, um rotâmetro com escalas 0 a 600 l/h e um filtro de areia, conforme representação esquemática mostrada na Figura 4.4.

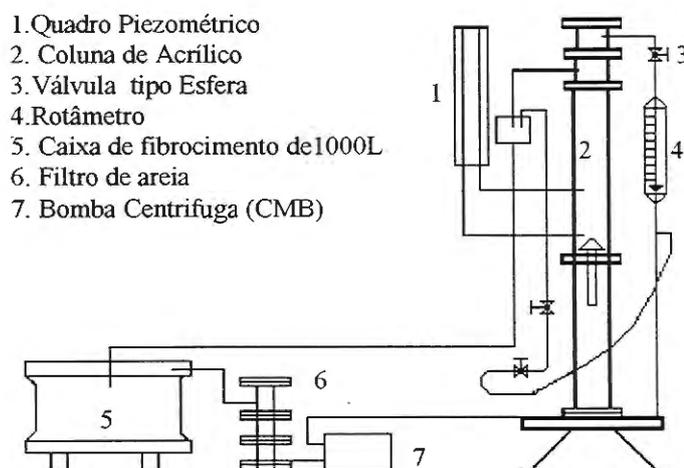


Figura 4.4: Representação Esquemática da Instalação 2.
 Fonte: Adaptado de Wiecheteck (1996).

Os ensaios foram realizados com água de abastecimento, com temperaturas controladas em $25 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ e em $29 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$, pela resistência elétrica e o termostato instalados dentro da caixa de fibrocimento.

A água armazenada na caixa de fibrocimento foi recalçada pelo CMB para a coluna de fluidificação com leito suporte, sendo que antes passava pelo filtro de areia com manta sintética não tecida, para a retenção de eventuais partículas sólidas; pela válvula de esfera, para controle da vazão; e pelo rotâmetro, para medição da vazão.

O rotâmetro foi calibrado antes de cada ensaio, sendo, para isso, efetuadas medições volumétricas de vazão com um cronômetro digital e uma proveta plástica de 1000 ml.

Na coluna de acrílico transparente, diâmetro interno de 9,14 cm e 1,3 m de altura, foi colocado o leito de partículas até a altura de 0,25 m.

A massa líquida entrava pelo fundo da coluna de fluidificação e escoava em sentido ascensional através do leito de partículas amostradas, sendo, então, encaminhada para a tubulação de saída, instalada na parte superior da coluna de fluidificação.

Durante a realização dos ensaios, o efluente da coluna de fluidificação retornava para a caixa de entrada, porém, existia a possibilidade de lançamento do efluente da coluna no sistema de esgoto, o que somente ocorria durante a limpeza da Instalação 2.

Ao longo da coluna de fluidificação existiam 6 (seis) pontos com mangueiras plásticas do Quadro Piezométrico, o que permitia a verificação da diferença de nível durante a realização dos ensaios.

Cada tipo de leito de partículas foi ensaiado duas vezes, sendo em cada ensaio testadas 12 (doze) diferentes vazões afluentes. A velocidade ascensional após o leito suporte (vasc) foi calculada pela emprego da equação da continuidade.

Com os dados de perda de carga e da velocidade ascensional foram elaborados gráficos das curvas de expansão / fluidificação do leito, para determinação do ponto em que ocorria a velocidade mínima de fluidificação, o qual, teoricamente, pode ser considerado como o limite entre as regiões de expansão e fluidificação do leito.

Na Figura 4.5 é mostrada a coluna de fluidificação utilizada durante a realização dos ensaios da Fase de Seleção B, a qual foi montada pela Eng^a Civil Giovana Kátie Wiecheteck, com orientação do Prof. Dr. Luis Di Bernado, durante a realização do seu mestrado no Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC.

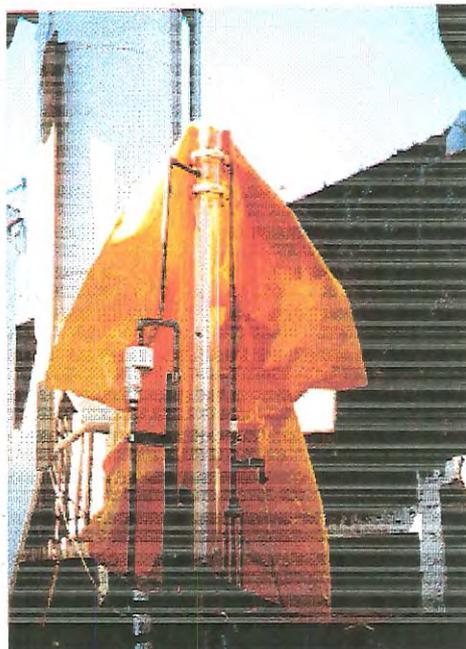


Figura 4.5: Fotografia do Sistema Experimental 2 Utilizado na Fase de Seleção B.

4.3. Fases Experimentais

4.3.1 Estação Experimental (Instalação 3)

Nas Fases Experimentais 1; 2; 3; 4; 5 e 6 foi realizado o monitoramento da eficiência do tratamento de esgoto sanitário no reator anaeróbico de leito expandido, em escala real, integrante da Estação de Tratamento de Esgotos Sanitários – ETE (Instalação 3).

Essa ETE foi construída em escala real, em área total de 80 m² (metade edificada) do setor Nordeste do Campus da Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo – EESC-USP.

A localização da ETE foi determinada pela Prefeitura do Campus, tendo sido esta a única área disponível, conforme mostrado na Figura 4.6.

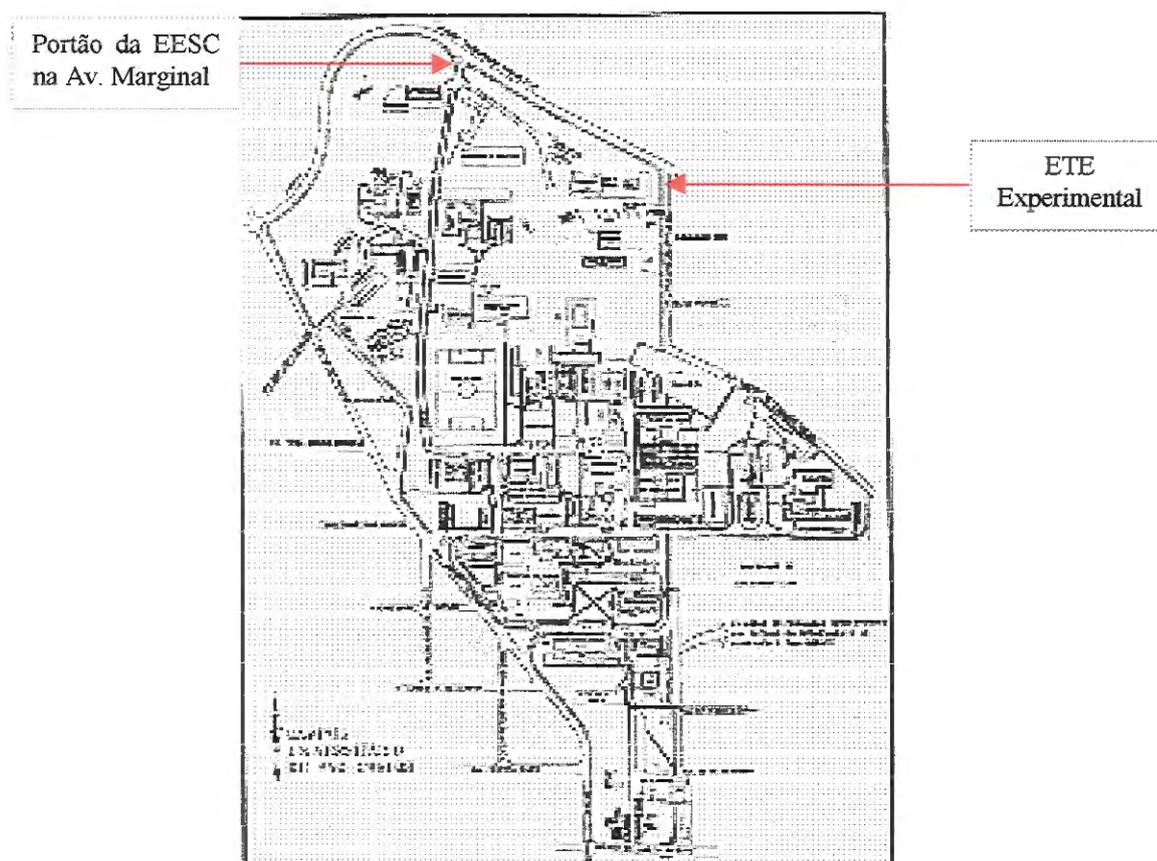


Figura 4.6: Localização da ETE no Campus da EESC-USP.

A ETE foi instalada com a frente para o prédio dos setores gráfico e de transporte, tendo a lateral direita para o muro da Rua dos Inconfidentes, a lateral esquerda para uma área gramada e a parte de trás para o Laboratório de Resíduos Perigosos do Departamento de Engenharia Química.

Entre a ETE e o laboratório de Resíduos Perigosos está assentado o interceptor de esgoto sanitário, Concreto Armado - CA, Diâmetro Interno (\emptyset) 600 mm, da Bacia de Esgotamento do Tijuco Preto, localizada na região central da cidade de São Carlos.

Esse interceptor entra no lado Leste do Campus da EESC, atravessa toda a área Nordeste e sai pelo lado Norte, próximo ao portão do Campus da Av. Marginal.



A profundidade média do interceptor dentro do Campus é de 2,5 m, sendo o Serviço Autônomo de Água e Esgoto de São Carlos – SAAE responsável direto pela operação e manutenção do interceptor. Atualmente, o SAAE estuda o remanejamento dessa tubulação para a Av. Marginal, que passa ao lado do Campus da EESC-USP.

A área cedida para construção da ETE, onde está assentado o interceptor do SAAE, é reduzida e com desnível acentuado do terreno, conforme mostrado nas Figuras 4.7 e 4.8.



Figura 4.7: Fotografia 1 da Área Cedida para Instalação da ETE em Escala Real.



Figura 4.8: Fotografia 2 da Área Cedida para Instalação da ETE em Escala Real.

Apesar de aumentar os gastos construtivos, o desnível do terreno possibilitou a instalação da ETE em cota adequada para a afluência, por gravidade, do esgoto sanitário coletado no interceptor CA 600 mm.

O desnível do terreno também foi aproveitado para o lançamento, por gravidade, dos efluentes líquidos da ETE. Para isso, a tubulação de saída da ETE, PVC Vinilfor 150 mm – 54 m, foi assentada até a caixa de reunião do Campus, quando, então, ocorria o lançamento no sistema coletor.

Por interesses mútuos, da Prefeitura da EESC e do SAAE, o ponto de lançamento da caixa de reunião para o poço de visita do interceptor foi remanejado, tendo sido transferido para às proximidades do portão da EESC na Av. Marginal.

Para isso, foram adquiridos 250 m de tubos de Manilha de Vidro, Ø 150 mm, tendo o SAAE remanejado a tubulação de saída de esgoto do Campus da EESC, conforme mostrado na Figura 4.9.

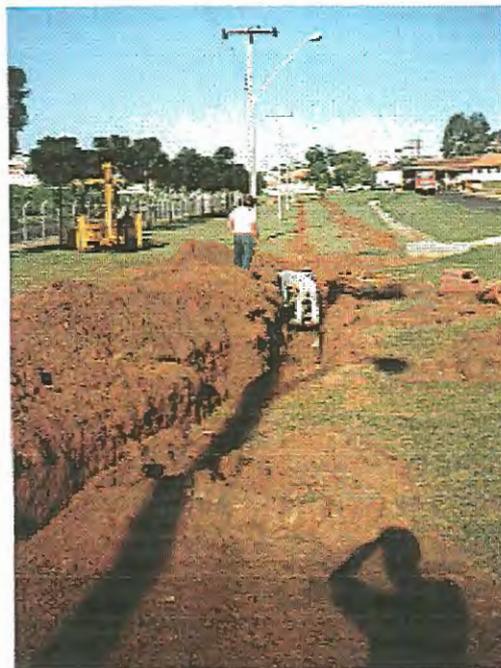


Figura 4.9: Remanejamento da Tubulação de Saída da ETE.

No Projeto inicial da ETE foram previstas unidade de gradeamento; unidade preliminar de retenção de sólidos (que não foi executada, inicialmente); poço úmido de esgoto sanitário; reator anaeróbio de leito expandido; poço úmido de efluente tratado; peneira para descarte de lodo e dois conjuntos motor-bomba, um para alimentar o reator com esgoto sanitário e outro para recircular uma parcela do efluente tratado no reator.

Com o desenvolvimento da pesquisa foi verificada a necessidade de construção de uma unidade para remoção preliminar de sólidos, a qual foi integrada à ETE no 201º dia de operação. O Fluxograma da ETE é mostrado na Figura 4.10.

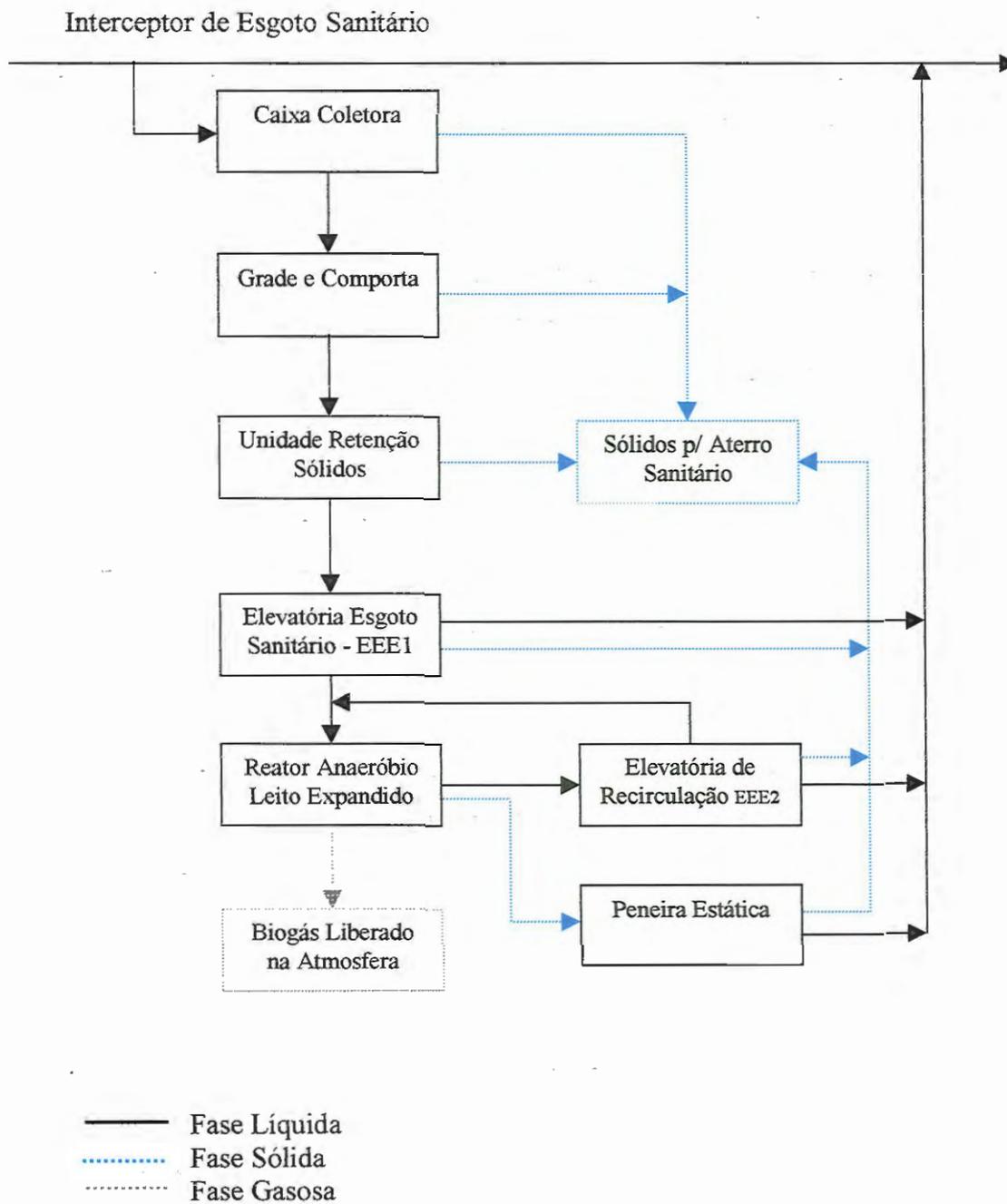


Figura 4.10: Fluxograma da Estação de Tratamento de Esgotos Sanitários.

Caixa Coletora de Esgoto Sanitário

A caixa coletora foi construída, em concreto armado ($2,5 \text{ m}^3$), com pequeno desnível em relação ao fundo do interceptor CA $\varnothing 600 \text{ mm}$. Essa caixa apresentava caimento no sentido do canal de acesso, de concreto com $0,30 \text{ m}$ de largura e $0,30 \text{ m}$ de altura, que conduzia o esgoto sanitário até a ETE.

Independente da lâmina da massa líquida no interceptor CA $\varnothing 600 \text{ mm}$, sempre o volume de esgoto sanitário coletado escoava rapidamente para a ETE, o que reduzia a deposição de material na caixa coletora e garantia a alimentação do reator.

Na entrada do canal de acesso foram instaladas uma grade de barras metálicas, com $2,5 \text{ cm}$ de espaçamento entre as barras, para retenção dos materiais grosseiros; e uma comporta graduada, para regular ou interromper a vazão de esgoto sanitário afluyente à ETE.

O esgoto sanitário gradeado afluiu diretamente para o poço úmido da Estação Elevatória de Esgoto Sanitário (EEE 1) durante a realização das fases experimentais 1 e 2. Contudo, a partir da Fase 3 passou a ser lançado primeiro na unidade para retenção preliminar de sólidos.

Unidade para Retenção Preliminar de Sólidos (UPRS)

A unidade preliminar de retenção de sólidos foi instalada entre a grade de barras e o poço 1, tendo sido utilizada a partir do 202º dia de operação (Fase 3).

Essa unidade foi construída em concreto, área útil de $1,4 \text{ m}^2$, com 3 (três) células parcialmente separadas por duas paredes. Na parte inferior da primeira parede e na parte superior da segunda parede existiam aberturas, de $0,15 \times 0,15 \text{ m}$ ($0,0225 \text{ m}^2$), para escoamento da massa líquida.

O formato da unidade obrigava o escoamento do esgoto sanitário gradeado no sentido horizontal, ao longo da unidade, e no sentido vertical, na passagem entre as duas paredes, o que facilitava a sedimentação e retenção de partículas.

O fundo da unidade para retenção preliminar de sólidos tinha maior altura útil no ponto de entrada, para que o caimento inverso facilitasse o acúmulo de material na primeira célula.

Além disso, a primeira parede apresentava a parte superior acima da geratriz superior do tubo de entrada, o que resultava em retenção de parte do material flutuante presente no esgoto sanitário.

As tubulações de entrada e de saída eram de PVC Ø 150 mm, tendo diferença de 0,05 m entre as cotas das geratrizes internas inferiores das mesmas.

Estação Elevatória de Esgotos Sanitários (EEE 1)

A EEE 1 foi constituída pelo poço úmido (poço 1) e pelo conjunto motobomba de esgoto sanitário (CMB₁).

O poço 1 foi construído em concreto armado, volume útil de 2,70 m³, tendo fundo inclinado e dispondo, por segurança, de tubulação (PVC Ø 150 mm) para escoar o excesso de esgoto sanitário, por gravidade, até a tubulação de saída (PVC Vinilfor Ø 250 mm) interligada na Caixa de Reunião do Campus da EESC.

No interior do poço 1 foi colocada uma bóia de nível para controlar o funcionamento do CMB₁, o qual foi instalado sobre a laje superior e tinha tubulação de sucção (PVC Ø 100 mm) a 0,30 m do fundo.

O CMB₁ tinha motor tipo elétrico, marca WEG, IV pólos, com potência de 5 CV e frequência de 60 Hz; e bomba tipo helicoidal, marca Geremias, modelo HF-

60L, com vazão de operação na faixa 2,8 a 20 m³/h e pressão máxima de serviço de 6 kgf/cm².

Reator Anaeróbio de Leito Expandido (Reator)

O Reator Anaeróbio de Leito Expandido foi fabricado em aço carbono zincado a quente, com 14,9 m de altura e volume total de 31,2 m³. Esse reator apresentava uma zona de reação e uma zona de sedimentação, tendo ainda um dispositivo para separação das frações sólidas, líquidas e gasosas e um sistema de coleta do efluente tratado. Na Figura 4.11 é mostrado o reator experimental.



Figura 4.11: Reator Anaeróbio de Leito Expandido.

Na zona de reação (formato cilíndrico com 12,0 m de altura e 1,5 m de diâmetro) foi colocado o leito suporte de partículas de CAG. Acima do leito de CAG foi instalado o dispositivo interno para separação das frações sólidas, líquidas e gasosas.

A parte inferior desse dispositivo foi instalada a 5,05 m do fundo do reator, sendo que sua extremidade superior ficou 0,30 m acima da parte superior externa do reator. Esse dispositivo foi constituído por um sistema separador de fases gás-sólido-líquido (separador GLS) inferior; um tubo central \varnothing 400 mm; um separador GLS superior; e válvulas para liberação do biogás.

Na parte inferior da zona de reação ficava o separador GLS inferior, com abertura de 0,60 m de diâmetro, estando acima do leito suporte para facilitar a separação, coleta e entrada do gás no tubo central.

A parte principal do dispositivo interno foi o tubo central, que tinha dois dispositivos de separação GLS fixos na sua estrutura e atravessava as zonas de reação e de sedimentação até terminar na parte externa do reator.

O tubo central tinha 60 (sessenta) furos de 1" na zona de reação e 9 (nove) aberturas retangulares, de 0,20 x 0,10 m na zona de sedimentação. Esses furos e aberturas foram projetados para aumentar a mistura da massa líquida, ocasionando maior número de choques entre as partículas, o que facilitava a liberação do gás adsorvido nas partículas sólidas.

O separador GLS superior foi instalado na zona de sedimentação, com abertura de 1,70 m de diâmetro, tendo sido projetado para coletar o biogás que escoava na parte externa do dispositivo perfurado.

No final do dispositivo, localizado na parte externa do reator, foram instaladas 3 (três) válvulas para controlar a saída do biogás para o ambiente externo, sendo uma para regular o fluxo afluyente ao sistema de medição de gás, outra para facilitar a coleta de amostras do biogás e a terceira como segurança para aumentos excessivos na pressão interna.

A massa líquida que escoava ascensionalmente, ao lado e na parte interna do dispositivo, escoava para a entrada da zona de sedimentação, que tinha formato de

taça com 2,9 m de altura, 1,5 m de diâmetro menor e 2,5 m de diâmetro maior.

Essa zona de sedimentação iniciava no final da zona de reação, sendo o aumento gradual da seção projetado para reduzir a velocidade de escoamento ascensional e, com isso, reduzir o carreamento de partículas sólidas no efluente do reator.

Na Figura 4.12 são esquematizadas as partes componentes da zona de reação, da zona de sedimentação e do dispositivo interno.

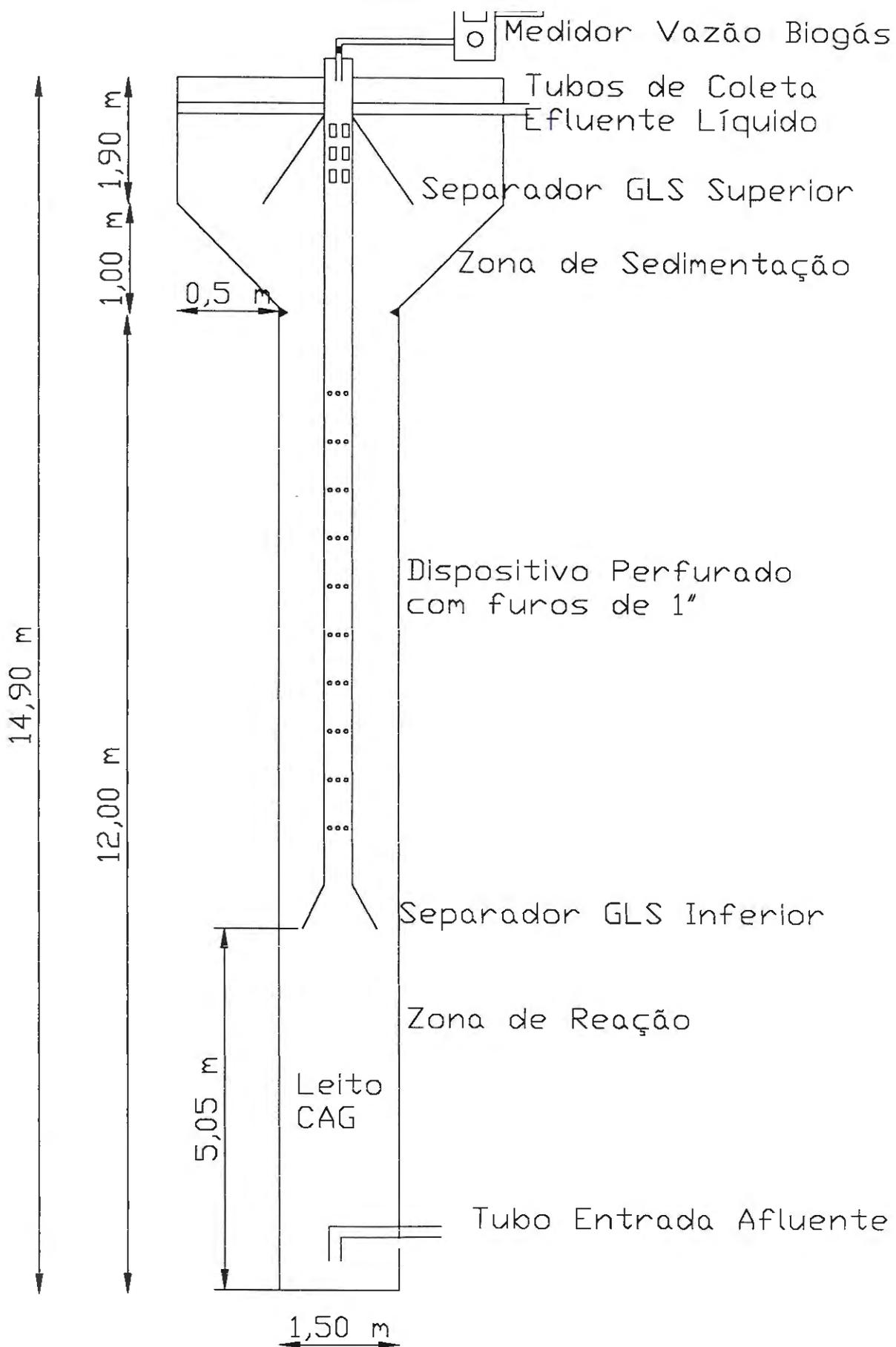


Figura 4.5 : Esquema do Reator Anaeróbio de Leito Expandido

O sistema de coleta de efluente tratado ficava localizado no final da zona de sedimentação, sendo formado por 4 (quatro) tubos perfurados, uma calha coletora circular e um tubo de saída do efluente tratado PVC Ø 150 mm.

Os tubos perfurados foram instalados vis à vis e fixados no dispositivo interno e na calha coletora, tendo cada um 8 (oito) furos de Ø 1" na parte superior, conforme mostrado na Figura 4.13.

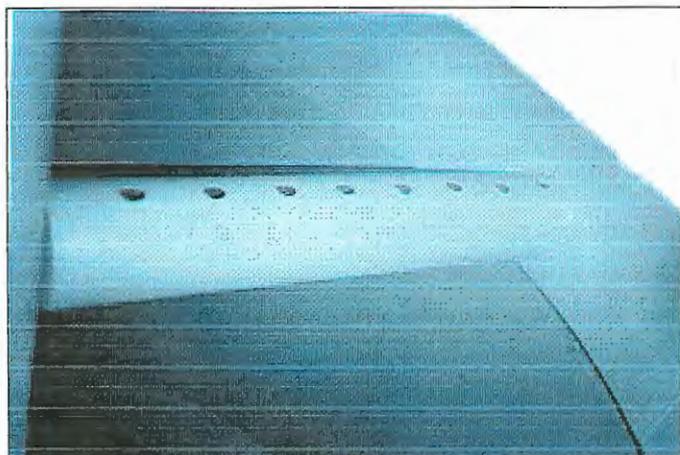


Figura 4.13: Fotografia de Um dos Tubo de Coleta do Efluente Tratado.

A calha coletora foi instalada em todo o perímetro da zona de sedimentação, com seção transversal de 0,20 m x 0,30 m, tendo apenas um ponto para escoamento do efluente tratado para a tubulação de saída PVC Ø 150 mm.

Essa tubulação de saída do efluente tratado foi instalada na parede externa do reator, terminando no poço úmido da Estação Elevatória de Efluente Tratado (poço 2).

O reator foi fabricado com tocos roscáveis para conexão de registros e tubos de coleta de amostras e instrumentos de medição de pressão, tendo ainda duas tampas de inspeção. Também na lateral externa do reator existiam:

- toco roscável (Ø 50 mm de diâmetro) no fundo do reator, para instalação de sensor eletrônico de medição da pressão interna 1;

- tubo de drenagem (\varnothing 250 mm) a 0,20 m, para remoção das partículas de CAG e do líquido do interior do reator;
- tampa com flange (\varnothing 600 mm) a 0,30 m, para inspeção e colocação inicial do leito de CAG;
- toco flangeado (\varnothing 150 mm) a 0,50 m, para conectar a tubulação afluyente;
- toco roscável (\varnothing 50 mm de diâmetro) a 2,15 m da base, para inspeção.
- toco roscável (\varnothing 75 mm) a 6,5 m de altura, para inspeção e complementação do leito de CAG;
- toco roscável (\varnothing 50 mm) a 11,0 m de altura, para instalação de sensor eletrônico de medição da pressão interna 2;
- 21 (vinte e um) tocos roscáveis (\varnothing 25,4 mm), instalados de 0,5 m em 0,5 m a partir da base, para coleta de amostras da posição do leito suporte (altura de expansão / fluidificação);
- 4 (quatro) tocos de \varnothing 85 mm nas alturas 3,0 m, 6,0 m, 8,5 m e 11,0 m acima da base, para coleta de amostras laboratoriais.

Na Figura 4.14 são mostrados o medidor inferior de pressão, a tampa de inspeção \varnothing 600 mm e dois pontos de coleta de amostras da posição do leito de CAG.



Figura 4.14: Fotografia da Parte Inferior Externa do Reator.

Para melhor distribuição do afluente, o toco flangeado \varnothing 150 mm, que conectava a tubulação de recalque dos CMBs, entrava até o centro do reator, tendo nesse ponto uma curva de 90° voltada para baixo e distante 0,40 m do fundo.

O reator foi fabricado com escada externa, com guarda-corpo e parapeito na parte superior, para permitir a realização de inspeções, atividades de manutenção e a coleta de amostras.

Sistema de Medição da Vazão de Biogás

O gás coletado nos dois separadores GLS foi conduzido no dispositivo perfurado em movimento ascensional, ficando confinado, acima do nível d'água, na parte superior do reator.

Durante a maior parte do tempo, apenas a válvula de saída para o medidor da vazão de gás ficou aberta, tendo sido utilizada mangueira plástica para conduzir o gás entre a válvula de saída e uma coluna de acrílico com água.

A vazão de biogás entrava na parte inferior da coluna de acrílico, passando pela massa líquida e saindo na parte superior, quando uma mangueira plástica conduzia a massa gasosa até a entrada do medidor de gás.

O medidor de gás foi da marca TECNOBRAS, modelo Gallus 2000-G4, tendo registrador mecânico do volume de gás e mostrador. Após passar pelo medidor, a vazão de gás foi liberada na atmosfera pela mangueira plástica de saída, conforme pode ser observado na Figura 4.15.



Figura 4.15 : Fotografia do Sistema de Medição da Vazão de Biogás.

Estação Elevatória de Efluente Tratado – (EEE 2)

A EEE 2 foi constituída pelo poço úmido (poço 2) e pelo conjunto moto-bomba de recirculação de parte do efluente tratado (CMB₂).

O efluente tratado no reator anaeróbio de leito expandido foi encaminhado para poço 2, o qual foi construído em concreto armado, com 1,50 m de largura, 1,50 m de comprimento e 1,80 m de altura (4,05 m³).

A tubulação de entrada foi afogada na massa líquida, para evitar o desprendimento de gases. Um sistema de bóia foi empregado para, de acordo com o nível da massa líquida, acionar ou desligar automaticamente o conjunto moto-bomba (CMB₂) que recirculava parte do efluente tratado para a tubulação de entrada do reator anaeróbio.

Esse CMB₂ foi instalado sobre a laje do poço 2, tendo motor tipo elétrico, marca WEG, IV pólos, com potência de 7,5 CV e frequência de 60 Hz; e bomba tipo helicoidal, marca Geremias, modelo HF-70L, com vazão de operação na faixa de 8,0 a 30 m³/h e pressão máxima de serviço de 6 kgf/cm².

A parcela não recirculada do efluente tratado aumentava o nível da massa

líquida, atingindo a tubulação de saída instalada na parte superior do poço 2, e escoando, por gravidade, para a tubulação de saída da ETE de PVC Vinilfor Ø 150 mm.

Peneira Estática

Foi instalada uma peneira estática inclinada, de aço inoxidável (1,44 m²) com 1 mm de abertura, apoiada em um tanque de peneiramento, para coleta de amostras, descarte do excesso de lodo da zona de reação e remoção de material sobrenadante da zona de sedimentação.

O tanque de peneiramento foi construído em concreto armado, com 1,20 m de comprimento, 1,20 m de largura e 1,10 m de altura (1,58 m³).

O líquido drenado na peneira escoava para o interior do tanque de peneiramento, sendo, por gravidade, encaminhado para a tubulação de saída da ETE (PVC Vinilfor Ø 150 mm).

O material sólido retido na peneira ficava exposto aos raios solares, sendo, após o deságüe, armazenado em recipiente de 20 litros, colocado em sacos plásticos apropriados e, então, encaminhado para o aterro sanitário da cidade de São Carlos.

A parede lateral do poço de peneiramento foi elevada para evitar transbordamento durante as atividades de coleta de amostras, descarte de lodo e remoção do material sobrenadante.

Para facilitar a manobra (abertura e fechamento), os registros instalados nas extremidades das tubulações de coleta das amostras laboratoriais (PVC Ø 85 mm) foram localizados a 0,30 m acima da peneira estática. Na Figura 4.16 é mostrada uma vista superior da peneira estática.

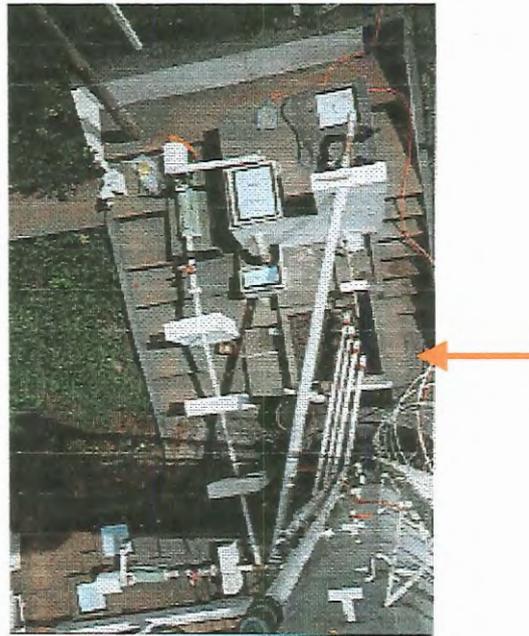


Figura 4.16: Fotografia do Tanque de Peneiramento e das Tubulações de Coleta de Amostras Laboratoriais - Visão da Parte Superior do Reator.

Painel de Controle

O painel de controle foi instalado dentro do compartimento de controle de operação, o qual foi construído para proteção dos equipamentos eletro-mecânicos. Esse compartimento tinha abertura na parte superior para evitar aumento da temperatura interna.

No painel de controle foram instalados os seguintes equipamentos e dispositivos de controle: chave geral elétrica, botões de comando liga-desliga dos CMBs, dois variadores (inversores) de frequência dos CMBs, mostradores digitais da rotação dos motores elétricos dos CMBs, dois indicadores de pressão digitais na faixa de 0/32 m.c.a, dois registradores mecânicos das horas de funcionamento dos CMBs, dois amperímetros, um voltímetro e dois medidores de consumo de energia elétrica em kw/h.

Foi prevista chave geral para interromper o fornecimento da energia elétrica

à ETE, dando autonomia para a realização dos serviços de manutenção nos equipamentos eletro-mecânicos.

Os botões de comando liga-desliga possibilitavam o acionamento e desligamento manual dos CMBs, os quais, na operação normal, foram acionados ou desligado por sistema automático interligado as bóias instaladas nos poços 1 e 2.

Na Figura 4.17 é mostrado o painel de controle, sendo possível visualizar os controles instalados na porta e a disposição física dos equipamentos eletro-mecânicos instalados na parte interna.



Figura 4.17: Fotografia do Painel de Controle.

Os botões de comando dos variadores (inversores) de frequência dos CMBs somente foram acionados de forma manual, para modificar a rotação dos motores e, com isso, a rotação das bombas, o que, naturalmente, alterava a vazão recalçada pelos CMBs.

Foram elaborados gráficos e tabelas para facilitar o estabelecimento da vazão de recalque de cada CMBs, as quais foram determinadas a partir da rotação do

motor indicada, de forma digital, no painel de controle.

O procedimento para determinação da vazão recalçada por cada CMB foi o seguinte:

- O fator de correção de rotação (FC) foi calculado pela divisão do diâmetro da polia da bomba pelo diâmetro da polia do motor;
- Foi anotada a rotação do motor no painel de controle;
- A rotação da bomba foi calculada pela divisão da rotação do motor pelo fator de correção da rotação (FC);
- a vazão de recalque foi verificada no gráfico rotação x vazão da bomba, o qual foi fornecido pelo fabricante dos equipamentos;

Contudo, para garantir a confiabilidade desses resultados, quinzenalmente foram realizadas determinações volumétricas das vazões, individuais e em paralelo, recalçadas pelos CMB₁ e CMB₂, conforme exposto no item 4.3.5.

Os dois indicadores de pressão, na faixa de 0/32 m.c.a, mostravam de forma digital as pressões manométricas registradas nos sensores e enviadas pelos transmissores eletrônicos de pressão para o painel. Esses medidores de pressão foram instalados, com selo e amortecedor de pulsação na faixa de 0/45 psi, na base e a 11,0 m na zona de reação do reator anaeróbio de leito expandido.

As horas de funcionamento dos CMBs foram verificadas nos totalizadores mecânicos, permitindo determinar as horas exatas de funcionamento durante as 24 horas do dia.

Os medidores do consumo de energia elétrica nos CMBs, em kw/h, possibilitaram a determinação dos custos operacionais com energia elétrica na ETE.

Os dois amperímetros e o voltímetro indicavam as condições de operação dos CMBs, o que permitia modificar o funcionamento desses equipamentos eletromecânicos.

Tubulação de Saída da ETE

A tubulação de saída da ETE recebia o excesso de esgoto sanitário do poço 1, o efluente tratado no reator, o líquido drenado no poço 2 e o líquido que passava através da peneira instalada no tanque de peneiramento.

Essa tubulação foi constituída por 54 m de tubo PVC Ø 150 mm e 5 (cinco) caixas de passagem, em alvenaria, com dimensões de 0,50 m de comprimento, 0,50 m de largura e 0,50 m de altura, indo da ETE até a caixa de reunião de esgoto sanitário.

O efluente da caixa de reunião escoava por gravidade até o PV da Av. Marginal, próximo ao portão de entrada no Campus da EESC-USP.

4.3.2. Testes de Estanqueidade

Antes da entrada em operação da ETE foram realizados testes de estanqueidade em todas as unidades, equipamentos, tubulações e dispositivos. A maior preocupação foi a estanqueidade do reator, sendo o mesmo enchido pela parte de cima com água de abastecimento. Posteriormente, foram enchidos os poços 1 e 2, sendo, então, acionados os dois CMBs.

Durante os testes de estanqueidade foram observados vazamentos em 3 (três) pontos, sendo em uma curva da tubulação de coleta de amostra laboratoriais a 6,0 m da base e em duas tubulações de coleta de amostra da posição do leito (3,0 m e 9,0 m).

Esses vazamentos foram imediatamente retirados, sendo, então, realizados novamente os testes de estanqueidade. Como os novos testes não apresentaram problemas, foi colocado o leito suporte para a entrada em operação do reator anaeróbio de leito expandido.

4.3.3. Colocação do Leito Suporte no Reator

De acordo com os resultados das Fases de Seleção A e B, foi definido que partículas de Carvão Ativado Granular – CAG seriam utilizadas para constituição do leito suporte do reator anaeróbio de leito expandido.

Para a entrada em operação do reator foram adquiridos 1.500 kg de partículas de CAG, com tamanho médio de 2,36 mm.

A colocação das partículas de CAG no interior do reator foi realizada com bastante cuidado, para evitar que o ar retido nos poros internos das partículas ocasionasse perdas de material no ato da colocação ou após o funcionamento do reator.

As perdas de partículas de CAG foram evitadas pela atenção e paciência durante a movimentação do material, tendo sido preparada suspensão água de abastecimento + partículas de CAG para que a água penetrasse nos poros do CAG, o que facilitou a colocação, por gravidade, do leito de CAG no interior do reator e reduziu a perda de partículas com o funcionamento dos CMBs 1 e 2.

A decisão pelo preparo da suspensão foi tomada durante os ensaios realizados na coluna de expansão (Fase de Seleção B) que, por ser de acrílico transparente, permitiu a visualização da perda de partículas de CAG quando colocadas primeiro que a água.

Para a colocação dos 1500 kg de CAG no reator foram realizados os seguintes procedimentos:

- colocação de água de abastecimento no reator até a altura de 0,3 m;
- instalação de estrutura de madeira na laje superior do poço de recirculação, para apoiar o recipiente de preparo de suspensão água de abastecimento + CAG, tendo ficado a 4,0 m de altura acima da base do reator;
- Conexão de uma mangueira plástica de 2^{1/2} ” do fundo do recipiente até o

ponto para coleta de amostra laboratorial localizada a 3,0 m da base do reator (85 mm);

- Transporte manual dos sacos de CAG para a estrutura de madeira;
- Mistura da suspensão (água + partículas CAG) e abertura do registro instalado na mangueira plástica;
- Escoamento por gravidade da suspensão (com 1500 kg de CAG) para o interior do reator;
- Complementação do volume do reator com água de abastecimento, colocada com uma mangueira plástica pela tampa de inspeção localizada na parte superior do reator;
- Enchimento do poço 2 com água de abastecimento;
- Acionamento do CMB₂ com vazão mínima de operação (8,0 m³/h).

Desse modo, a entrada em operação do reator foi realizada com leito suporte formado por 1500 kg de CAG, com altura estática de 1,70 m.

Para alterar os critérios de operação e atender os objetivos da pesquisa, no 290º dia de operação foram colocados mais 2000 kg de partículas de CAG, de diâmetro médio 2,36 mm, o que alterou a altura estática para 4,50 m.

Nessa ocasião foram repetidas as atividades da colocação dos 1500 kg de CAG, porém, tendo sido instalado andaime com 7,0 m de altura para apoiar o recipiente de preparo de solução água + CAG, utilizado elevador para o transporte dos sacos de 50 kg de CAG e conectada a mangueira plástica de entrada da suspensão (água + CAG) no ponto de coleta de amostra a 6,0 m da base do reator.

Na Figura 4.18 é mostrada a colocação dos 2000 kg de partículas de CAG, que foi realizada durante 8 horas no 278º dia de operação do reator.

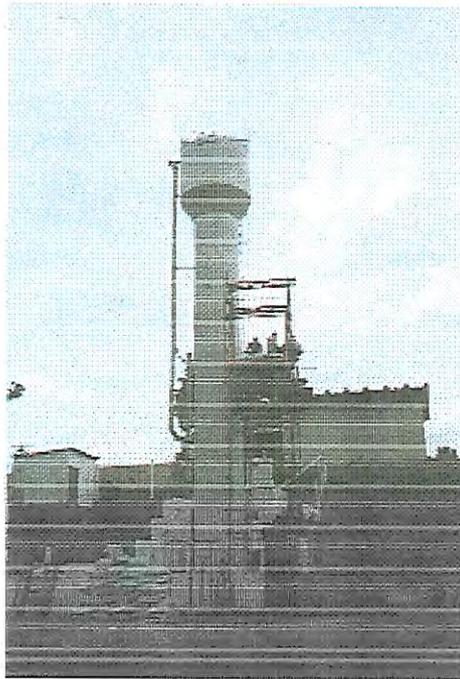


Figura 4.18: Fotografia da Instalação Experimental Durante a Colocação de 2.000 kg de CAG no Reator.

As partículas de CAG colocadas no reator tinham as seguintes propriedades:

- a) Dimensões Médias..... 2,36 mm
- b) Número de Iodo (mg I₂/g CA).....mínimo 900;
- c) Cinzas (%).....máximo 10;
- d) Umidade (%).....máximo 10;
- e) Dureza (%).....mínimo 90

Para determinação da massa específica absoluta e da porosidade das partículas de CAG foram realizados 10 (dez) ensaios, em laboratório, com as seguintes atividades e valores médios:

- 818,63 g de CAG e 925 ml de água de abastecimento foram colocados até a altura de 25,0 cm de uma coluna de acrílico de 9,14 cm de diâmetro;
- Foi calculado o volume total de água + partículas de CAG (0,00164 m³);
- A subtração do volume de água do volume total resultou no volume das partículas de CAG (0,00071446 m³);
- Foi dividida a massa das partículas de CAG pelo volume das partículas de

CAG (V_{tp}) para determinar a massa específica absoluta de $1145,8 \text{ kg/m}^3$;

- considerando o volume de água igual ao volume de vazios, e dividindo este pelo volume total foi obtida a porosidade de 0,564.

Assim, nas fases experimentais foi utilizada a massa específica absoluta de $1145,8 \text{ kg/m}^3$ para calcular o volume das partículas de CAG (V_{tp}), sendo, então, calculada a porosidade (ϵ) e o volume de vazio do leito de CAG (V_v), tendo sido empregadas a eq.(6) e a eq.(8), respectivamente.

Conhecidas a porosidade (ϵ) no leito e a velocidade ascensional acima do leito (v_{asc}) foi possível determinar a velocidade média através do leito de CAG (v_l), pela eq.(25).

As alturas estáticas e dinâmicas do leito de CAG foram verificadas nos pontos de coleta de amostras instalados na zona de reação. Nas vezes em que a altura do leito não coincidia com o ponto exato da coleta, a altura foi estimada em relação ao intervalado dos pontos de coleta amostrados.

4.3.4. Rotina Operacional nas Fases Experimentais

O 1º dia de operação da ETE Experimental ocorreu em 15.04.97, quando foi iniciada a Fase 1, ou Fase de Partida, a qual foi realizada para o estabelecimento do equilíbrio dinâmico aparente no interior do reator anaeróbio de leito expandido.

A partida do reator foi realizada sem inoculação prévia, sendo realizada com o incremento gradual da taxa de carregamento orgânico e com a utilização de diversas velocidades ascensionais. Para isso, foram ensaiadas diferentes vazões de alimentação e de recirculação, na tentativa de determinar a melhor taxa de recirculação (T_q) e tornar mais rápida e estável a formação dos biofilmes.

Neste trabalho foi definido que o equilíbrio dinâmico aparente no interior do reator seria estabelecido quando fossem atendidas, em 5 (cinco) determinações consecutivas, com intervalos de coleta de 48 horas, as seguintes condições:

- a) remoção média de DQO total superior a 60%;
- b) acima de 55 % de gás metano no biogás e relação CH_4/CO_2 maior que 5;
- c) remoção média de sólidos suspensos acima de 70%.

Entre o 134° e o 148° dia de operação foram atendidos os requisitos preestabelecidos, sendo a Fase de Partida (ou Fase 1) finalizada no 148° dia de operação.

Na Fase 2 foram mantidos constantes os parâmetros operacionais utilizados no final da Fase 1, velocidade ascensional após o leito de CAG (vasc) de 10,0 m/h, taxa de recirculação (Tq) 0,85 e tempo de detenção hidráulico (TDH) de 3,1 horas. A intenção foi verificar a influência da manutenção estável e constante da velocidade ascensional da massa líquida, do tempo de detenção hidráulico e da taxa de recirculação na eficiência do tratamento do esgoto sanitário.

Essa Fase 2 foi realizada do 149° até o 199° dia de operação, tendo sido constatado que concentração de sólidos significativa deixava o reator no efluente tratado, o que provocou a finalização dessa Fase.

O início da fase 3 ocorreu no 201° dia de operação, coincidindo com a entrada em operação da recém construída unidade preliminar de retenção de sólidos, tendo sido empregados os mesmos parâmetros operacionais utilizados na Fase 2.

Os melhores resultados observados na Fase 3 despertaram a indagação de como a mudança nos parâmetros operacionais afetaria o tratamento do esgoto sanitário. Assim, na Fase 4 foi aumentada a vazão de alimentação em 36 %, o que provocou acréscimo de 25% na velocidade ascensional (12,5 m/h) e redução no tempo de detenção hidráulica para 2,4 horas.

Durante a Fase 4, a empresa fornecedora das partículas de CAG entregou os 2000 kg restantes. Como não existia local para armazenamento desse material, e já tinha sido possível avaliar o comportamento do reator em função das modificações operacionais, foi encerrada a Fase 4 no 291º dia de operação.

A colocação dos 2000 kg de CAG no reator foi realizada em aproximadamente 8 (oito) horas, o que permitiu o início da Fase 5 no 302º dia de operação. Nessa Fase foram mantidos os parâmetros operacionais da Fase 4, o que possibilitou a comparação entre as duas Fases (4 e 5) para diferentes volumes e alturas do leito suporte.

Finalmente, a Fase 6 foi realizada, do 330º ao 380º dia de operação, tendo sido utilizados os mesmos parâmetros operacionais da Fase 3 para a nova condição do leito suporte. Isso possibilitou as comparações entre as Fases 6 e 3 e entre as Fases 6 e 5.

Na Tabela 4.3 são relacionadas as principais características operacionais de cada fase experimental.

Tabela 4.3: Rotina Operacional Empregada nas Fases Experimentais.

Fase	Q_{EG} m^3/h	Q_{Rec} m^3/h	Tq (Q_{EG}/Q_{Rec})	TDH* (h)	Altura Estática CAG (m)	vasc** m/h	unidade retenção sólidos
1	4,6 – 10,0	8,5 – 21,2	0,85 – 2,63	3,1 – 7,0	1,7	4,8 – 19,8	não
2	10,0	8,5	0,85	3,1	1,7	10,5	não
3	10,0	8,5	0,85	3,1	1,7	10,5	sim
4	13,6	8,5	0,63	2,4	1,7	12,5	sim
5	13,6	8,5	0,63	2,4	4,5	12,5	sim
6	10,0	8,5	0,85	3,1	4,5	10,5	sim

* TDH calculado para o volume total do reator.

** velocidade ascensional após o leito

Com as rotinas operacionais estabelecidas foi possível a realização das seguintes comparações entre as Fases Experimentais:

- nas Fases 2 e 3 foi comparado o desempenho do reator com e sem a utilização da unidade de remoção preliminar de sólidos;
- nas Fases 3 e 4 foi comparada a eficiência do reator com leito de 1500 kg de partículas de CAG para diferentes velocidades ascensionais;
- nas Fases 5 e 6 foi comparada a eficiência do reator com leito de 3500 kg de partículas de CAG para diferentes velocidades ascensionais;
- nas Fases 3 e 6 foi comparada a eficiência do reator submetido a mesma velocidade ascensional, porém com diferentes leitos (1500 kg e 3500 kg de partículas de CAG);

Na Tabela 4.4 são mostradas a duração e as principais atividades das Fases Experimentais.

Tabela 4.4: Duração e Atividades Principais das Fases Experimentais.

Fase	Dias de Operação			Atividade Realizada
	Início	Final	Total	
1	1	148	148	* Estudo da partida sem inoculação prévia do reator; * Definição dos Controles e Rotinas Operacionais; * Verificação do Equilíbrio Dinâmico Aparente no Reator;
2	149	199	51	* Verificação da eficiência do tratamento com a manutenção dos parâmetros operacionais;
3	200	277	78	* Verificação da importância da unidade de remoção preliminar de sólidos na eficiência do reator;
4	278	291	14	* Avaliação da eficiência do tratamento com a redução do TDH no reator;
5	292	329	38	* Avaliação da importância do aumento do volume do leito suporte quando o reator apresenta reduzido TDH;
6	330	380	51	* Avaliação da influência da redução da velocidade ascensional em função do aumento do volume do leito suporte

No monitoramento das fases experimentais foram realizados trabalhos conjuntos com o Engo. Neyson Martins Mendonça (Fases 1, 2 e 3), durante o seu curso de mestrado; com o aluno de iniciação científica Cristiano Luchesi Niciura (Fases 1, 2, 3, 4, 5 e 6) e com o aluno de iniciação científica Marco Antonio da Silva (Fases 2, 3, 4, 5 e 6).

Ainda foram realizados monitoramentos complementares durante as fases experimentais, como a realização de 3 (três) perfis horários de coleta de amostras (13 coletas por perfil) para caracterizar o esgoto sanitário e o efluente do reator; e a realização de ensaios de flotação, para verificar a eficiência do tratamento complementar do efluente do reator.

O engo. Rogério Gomes Penetra participou das atividades dos perfis 24 horas e dos ensaios de flotação, já que estava iniciando as pesquisas com flotação de efluentes de reatores anaeróbios de leito expandido para seu curso de doutorado em hidráulica e saneamento na EESC-USP.

4.3.5. Atividades de Controle e de Manutenção

As atividades relacionadas com o controle operacional e a manutenção da ETE foram realizadas diariamente, semanalmente e quinzenalmente.

Atividades Diárias

Duas vezes por dia foram realizados os registros das condições operacionais, sendo feitas as seguintes anotações:

- rotações dos motores dos CMBs, para determinação das vazões recalçadas;
- pressões na base e a 11,0 m no reator anaeróbio, para determinação da perda de carga na zona de reação, pelo emprego da equação 3.25;
- amperagem e a voltagem, para avaliação das condições de operação dos

CMBs;

- horas por dia de funcionamento do CMB 1, para determinar a vazão de alimentação do reator com esgoto sanitário e, com isso, calcular com maior precisão a carga orgânica volumétrica afluyente, expressa como DQO, (COV em kg DQO / m³.dia);
- consumo de energia elétrica em cada CMB, para determinação do custo de operação dos CMBs;

Também duas vezes por dia foram efetuadas limpezas na grade de barras, para evitar que o acúmulo de materiais viesse a obstruir a passagem de esgoto sanitário.

Durante a maior parte do experimento (Fase 1 até Fase 5) foram preparadas duas suspensões diárias de bicarbonato de sódio para correção da alcalinidade no reator anaeróbio de leito expandido.

A dosagem dessa suspensão objetivava o estabelecimento de condições favoráveis às bactérias metanogênicas, pela neutralização dos ácidos da massa líquida que escoava no interior do reator.

Esse produto químico foi misturado com água de abastecimento no recipiente de dosagem instalado sobre a laje superior do poço 2 (poço úmido de recirculação), o qual é mostrado na Figura 4.19.

A suspensão de bicarbonato de sódio foi introduzida por gravidade no poço 2, sendo, momentaneamente, aumentada a vazão do CMB₂ e diminuída a vazão do CMB₁ para que o recalque da suspensão fosse realizado com a mesma velocidade ascensional da operação normal.

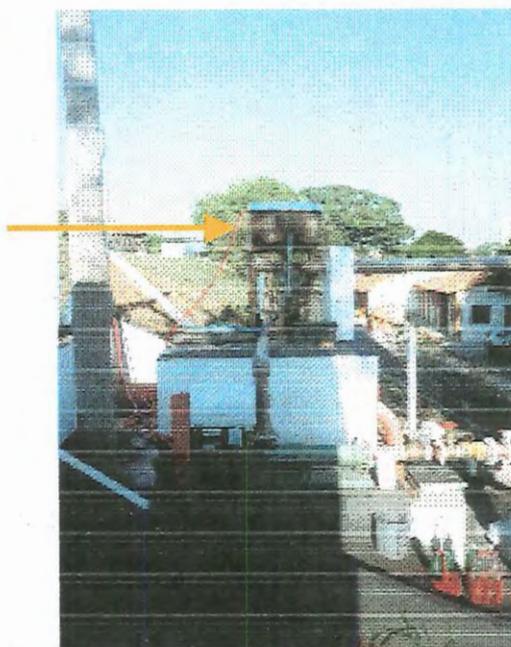


Figura 4.19: Fotografia do Recipiente para Preparação da Suspensão de Bicarbonato de Sódio Instalado Acima do Poço de Recirculação do Efluente Tratado.

Atividades Semanais

Entre as atividades semanais estavam a coleta de amostras nas tubulações instaladas ao longo da zona de reação (DN 1”), para determinação visual da altura dinâmica do leito de CAG, bem como, determinação do volume de sólidos sedimentáveis em diferentes alturas do reator.

Atividades Quinzenais

Quinzenalmente foram efetuadas limpezas na unidade de retenção de sólidos e nos poços úmidos 1 e 2, para remoção do material retido, sendo, para isso, utilizado caminhão, tipo limpa-fossa, para remoção por sucção do material sedimentado.

Nas Figuras 4.20 (a e b) são mostradas as fotografias da unidade preliminar de remoção de sólidos e do caminhão utilizado nos serviços de manutenção.



Figura 4.20: Material Sólido Sedimentado na Primeira Célula da Unidade de Remoção Preliminar de Sólidos (a) e Caminhão Utilizado na Remoção desse Material (b).

Também quinzenalmente foram realizadas medições volumétricas das vazões dos CMBs, sendo, para isso, utilizada a seguinte rotina operacional:

- paralisação dos CMBs;
- funcionamento do CMB1 e verificação do tempo para aumentar volume pré-estabelecido no tanque de recirculação do efluente tratado;
- calculo da vazão CMB1;
- abertura da tubulação de drenagem de fundo do poço 2, para descarte de parte do volume do efluente tratado;
- funcionamento dos CMBs 1 e 2;
- verificação do tempo para aumentar volume pré-estabelecido no tanque de recirculação do efluente tratado;
- calculo da vazão dos CMBs 1 e 2

- calculo da vazão do CMB2 pela diminuição da vazão dos CMBs 1 e 2 e vazão do CMB1.

Com essa rotina quinzenal foi possível verificar as vazões individuais dos CMBs 1 e 2, bem como da operação em paralelo dos CMBs 1 e 2, o que permitia aferir o funcionamento dos variadores (inversores) de frequência.

4.3.6. Monitoramento

Para monitoramento do tratamento de esgoto sanitário na ETE foram realizadas determinações físico-químicas de amostras líquidas; verificada a produção e composição percentual de biogás (gases metano e dióxido de carbono); e realizadas fotografias, em microscópio eletrônico de varredura, da biomassa aderida nas partículas suporte.

Determinações Físico-Químicas

Para a realização das determinações físico-químicas de rotina foram coletadas amostras em 7 (sete) pontos de amostragem:

- a amostra do esgoto sanitário gradeado (EG) foi coletada no final do canal que interligava a unidade de gradeamento com a ETE;
- a amostra do efluente da unidade de retenção de sólidos (EGs) foi coletada na entrada da tubulação efluente dessa unidade;
- as quatro amostras do interior do reator foram coletadas a 0,30 m acima da unidade de peneiramento, ponto em que findavam as tubulações de amostragem das alturas 3,0 (P_{3,0}); 6,0 (P_{6,0}), 8,5 (P_{8,5}) e 11,0 (P_{11,0}) m acima da base do reator anaeróbio de leito expandido.
- a amostra do efluente líquido tratado (Efl) foi coletada no poço 2, local de lançamento dessa massa líquida;

As amostras coletadas foram imediatamente levadas para o laboratório de saneamento da EESC-USP para a realização das seguintes determinações físico-químicas: pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, sólidos totais (ST), sólidos suspensos (SS), sólidos sedimentáveis (Ssed), Demanda Química de Oxigênio Total (DQO), Demanda Química de Oxigênio de amostra filtrada (DQOf), Demanda Bio-Química de Oxigênio (DBO_{5,20}), Nitrogênio Kjeldhal (NTK), Fósforo Total (P_{tot}), Fósforo Solúvel (P_{sol}) e Materiais Solúveis em Hexano.

Os procedimentos utilizados nas determinações físico-químicas foram de acordo com as recomendações da “*American Public Health Association*” e publicados na 18ª edição do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* - 1992. A única exceção foi a determinação de ácidos voláteis, que foi realizada segundo o método estabelecido por DILLALO & ALBERTSON (1961).

No monitoramento foram realizadas duas coletas por semana de amostra do EG, do EGs, do Efl, P_{3,0}, P_{6,0}, P_{8,5} e P_{11,0} para determinação do pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, sólidos totais (ST), sólidos suspensos (SS), sólidos sedimentáveis (Ssed), Demanda Química de Oxigênio Total (DQO), Demanda Química de Oxigênio de Amostra Filtrada (DQOf).

Uma vez por semana foram coletadas amostras do EG, Efl e P_{6,0} para determinação das concentrações de Materiais Solúveis em Hexano.

Também uma vez por semana, entre o 112º e o 237º dia de operação, foram coletadas amostras do EG, Efl e P_{6,0} para determinações das concentrações de DBO, NTK e fósforo (total e solúvel).

As amostras utilizadas no monitoramento foram coletadas as 08:00 horas, sendo esse horário próximo ao utilizado na pesquisa de OLIVA (1997), que empregou reator UASB para tratamento de esgoto sanitário coletado no mesmo interceptor.

Na Tabela 4.5 são mostrados os totais de determinações físico-químicas realizadas nas atividades normais do monitoramento de cada fase experimental.

Tabela 4.5: Determinações Físico-Químicas Durante o Monitoramento.

Determinação	No. de Pontos	Frequência (semana)	Fases					
			1	2	3	4	5	6
pH	7	2	203	91	161	35	63	98
Temperatura	7	2	203	91	161	35	63	98
AT (mg CaCO ₃ /l)	7	2	203	91	161	35	63	98
AV (mg CaCO ₃ /l)	7	2	203	91	161	35	63	98
DQO _T (mg O ₂ /l)	7	2	182	91	161	35	63	98
DQO _{AF} (mg O ₂ /l)	7	2	182	91	161	35	63	98
ST (mg/l)	7	2	203	91	161	35	63	98
SST (mg/l)	7	2	203	91	161	35	63	98
S.Sed (ml/l)	7	2	203	91	161	35	63	98
DBO (mg O ₂ /l)	3	1	18	18	18	-	-	-
P Total (mgPO ₄ ³⁻ /l)	3	1	18	18	18	-	-	-
P. Solúvel (mgPO ₄ ³⁻ /l)	3	1	18	18	18	-	-	-
NTK (mg/l)	3	1	18	18	18	-	-	-
Sol Hexano (mg/l)	3	1	18	18	18	6	12	15

Além das determinações físico-químicas semanais utilizadas no monitoramento do sistema experimental, ainda foram realizadas determinações de pH, alcalinidade total e sólidos sedimentáveis do EG e do Efl, para avaliar e controlar o desempenho operacional do reator.

Essas determinações foram realizadas diariamente durante o início da

operação (Fase 1) até ter sido estabelecido o equilíbrio dinâmico no reator, não tendo sido considerados nos valores apresentados na Tabela 4.5

Também não foram computadas na Tabela 4.5 as determinações físico-químicas realizadas durante as campanhas para caracterização dos perfis horários, com coleta de hora em hora durante 13 horas, e nos ensaios de flotação, que serão comentados posteriormente.

Determinação Percentual de Gases

As amostras do efluente gasoso foram coletadas na parte superior do reator anaeróbio de leito expandido, sendo utilizadas para determinação, por cromatografia gasosa, dos percentuais de CO₂ e CH₄ no biogás resultante da degradação anaeróbia do substrato.

Uma seringa estéril foi utilizada para coletar o biogás no septo localizado na mangueira que conduzia o biogás até o medidor de vazão de gás. A amostra coletada foi imediatamente injetada em cromatógrafo a gás marca GOW MAC, com detetor de condutividade térmica, coluna “porapak Q” (80 – 10 mesh) com 2 m de comprimento e ¼ de polegada de diâmetro interno, que funcionava com temperatura constante do forno a 50° C e utilizava hidrogênio (H₂) como gás de arraste a aproximadamente 1 ml.s⁻¹.

Em cada ensaio foram realizados, no mínimo, 5 (cinco) repetições para assegurar confiabilidade nos resultados expressos nos cromatogramas de saída fornecidos pelo integrador. Os valores percentuais de CH₄ e de CO₂ foram obtidos em função da área dos picos representativos de cada composto gasoso apresentado em cada cromatograma de saída.

As determinações da composição do biogás foram realizadas 2 vezes por semana, tendo totalizado 23 na Fase 1; 12 na Fase 2; 23 na Fase 3; 5 na Fase 4; 9 na

Fase 5; e 12 na Fase 6.

Microscopia Eletrônica de Varredura

Amostras de partículas de carvão ativado foram coletadas na base e na parte intermediária do leito suporte, sendo preparadas, com apoio da Dra Eloisa Pozzi Gianotti, pesquisadora do laboratório de Processos Anaeróbios da EESC, para fotografias no microscópio eletrônico de varredura (MEV).

A metodologia para a preparação das amostras foi baseada nas experiências de pesquisas anteriores no Laboratório de Processos Anaeróbios da EESC, como as de ARAÚJO (1995), nas quais as amostras foram colocadas em tubos de ensaio pequenos para fixação, desidratação e secagem das células, conforme o seguinte roteiro:

- As amostras foram fixadas em glutanaldeído 2,5% em solução de com tampão fosfato 0,1M em pH 7,3, à temperatura de aproximadamente 4° C, durante 12 horas;
- As amostras foram submetidas a 3 (três) banhos de solução tampão de fosfato (gelado) 0,1 M, em pH 7,3; durante de 10 minutos;
- As amostras foram desidratadas em concentrações de etanol gradativamente aumentadas (50, 70, 80, 90, 95 e 100%), ficando em cada uma por aproximadamente 10 minutos e sendo o procedimento repetido por duas vezes;
- As amostras foram submetidas a dois banhos de 30 segundos em hexametildisilazane (HMDS);
- Após a retirada do HMDS, as amostras foram deixadas no ambiente por 10 minutos para secar;
- As amostras foram coladas em suporte de alumínio com cola de prata (Prata Condutora 200 – B, DEGUSSA, S.A.A.);
- As amostras nos suportes foram secas em estufa, em temperatura de aproximadamente 50° C e tempo aleatório (1 a 10 horas, por exemplo), sendo

importante que a amostra ficasse bem seca para que a umidade não atrapalhasse a cobertura com ouro;

- As amostras foram cobertas com uma fina camada de ouro (99,99%) num metalizador (SDC-050 Balzers), por ser material condutor que permite boa transmissão dos elétrons e, portanto, tornar mais nítidas as fotografias do MEV;
- As amostras foram fotografadas no MEV;
- Também no MEV foram realizados ensaios de EDX (*energy dispersive x-ray spectroscopy*) para determinação dos elementos inorgânicos presentes nas superfícies internas e externas das partículas estudadas.

4.3.7. Monitoramento Complementar

No monitoramento complementar foram realizados ensaios de flotação, para avaliar a necessidade de tratamento do efluente do reator; foi avaliado o comportamento do leito de CAG do reator experimental (expansão, perda de carga, movimentação e formação de Biofilmes); e foram determinadas as concentrações de sólidos suspensos totais acima do leito de CAG

Também foram quantificados o volume de material removido e o custo global de operação e manutenção da ETE Experimental. Na determinação do custo global foram quantificados os consumo de produto químico e de energia elétrica.

Ensaio de Flotação

Os ensaios de flotação foram realizados no sistema experimental, em escala de laboratório, implantado por REALI (1991) e utilizado na pesquisa de PENETRA (1998), que consistia de unidade de mistura rápida, unidade de floculação e 4

(quatro) colunas de flotação por ar dissolvido.

Esses ensaios foram realizados para avaliar a eficiência do pós-tratamento, tendo sido utilizados os procedimentos operacionais recomendados por PENETRA (1998). Deve-se ressaltar que tais ensaios foram apenas preliminares, pois a investigação aprofundada será realizada no doutorado do Engo. Rogério Gomes Penetra.

Nos ensaios de flotação foram realizadas as seguintes determinações físico-químicas: pH, Alcalinidade, Turbidez, Cor, DQO total, DQO da Amostra Filtrada, Sólidos Totais, Sólidos Suspensos Totais, Sólidos Sedimentáveis, Fósforo Total e Fósforo Solúvel, sendo que nem todas foram utilizadas no presente trabalho, por serem relacionadas principalmente com o doutorado do Engo. Rogério Gomes Penetra.

Expansão do Leito de CAG

A expansão do leito foi verificada pela coleta de amostra em diferentes alturas do reator, sendo identificada a altura dinâmica do leito de CAG e, então, calculadas a porosidade e o volume de vazios do leito na velocidade ascensional de cada ensaio.

Determinação da Perda de Carga na Zona de Reação

No trabalho foram determinadas as perdas de carga experimental e teórica na zona de reação do reator anaeróbio de leito expandido.

Com o conhecimento da altura dinâmica do leito; das pressões P_1 e P_2 ; e da velocidade no interior do leito (v_l) foi possível calcular a perda de carga experimental na zona de reação.

Para a determinação da perda de carga teórica foram somados os valores das perdas de carga no leito (equação de Ergun - eq. 12) e da parte superior do leito até 11,0 m (equação de Hazen-Williams – eq.(30).

$$\frac{H_f}{L} = 10,643 \cdot Q^{1,85} \cdot C^{-1,85} \cdot \varnothing^{-4,87} \quad (30)$$

É importante observar que a perda de carga teórica é um valor aproximado, já que na Equação de Ergun foram adotados o fator de esfericidade 0,85 (Figura 3.7); a temperatura de 25 °C; partícula com diâmetro médio de CAG de 2,36 mm e massa específica de 1145,8 kg/m³, enquanto na Expressão de Hazen-Williams foi adotado o coeficiente de rugosidade C de 120.

Além disso, no cálculo da perda de carga teórica foi desprezada a parcela referente a perda de carga ocasionada pela passagem da massa líquida no dispositivo interno.

Movimentação do Leito de CAG

Com os dados experimentais da altura dinâmica e da perda de carga (experimental e teórica) foram traçadas curvas para caracterizar o tipo de movimentação do leito de CAG (expansão ou fluidificação).

Biofilmes nas Partículas de CAG

A existência de biofilmes nas partículas de CAG foi observada por Microscopia Eletrônica de Varredura -- MEV, conforme os procedimentos citados no item 4.3.6.

Perfil de Sólidos Suspensos Totais Acima do Leito de CAG

As concentrações de sólidos suspensos totais foram monitoradas em diferentes alturas do reator (3,0 m; 6,0 m; 8,5 m; e 11,0 m acima da base) para avaliar se ocorria redução com o aumento da altura do reator.

Remoção do Material Retido na ETE

O volume de material removido da unidade preliminar de retenção de sólidos e do reator experimental foi quantificado, sendo elaborada tabela de acordo com o tipo de material, a fase do experimento e o local em que foi realizada a remoção.

Custos de Operação e Manutenção

Os custos de manutenção e de operação foram registrados para possibilitar a determinação do custos globais per capita e por m³ de esgoto sanitário tratado.

Os custos de operação e manutenção foram separados em custos quantificados e custos estimados. Nos custos quantificados estavam os custos com as atividades de limpeza da unidade de desarenação; com o consumo de produto químico, para correção da alcalinidade da massa líquida; e com o consumo de energia elétrica, para o funcionamento dos conjuntos moto-bombas.

Os custos com mão-de-obra; depreciação dos equipamentos e instalações; e outros custos foram estimados.

4.3.8. Esgoto Sanitário

O esgoto sanitário transportado pelo interceptor CA Ø 600 mm foi utilizado como substrato na ETE Experimental.

Com base nas pesquisas anteriores de VALLEJOS (1997) E OLIVA (1997), que utilizaram esgoto sanitário coletado no mesmo interceptor Ø 600 mm, para alimentação de reator UASB, em escala piloto, instalado em área próxima a da ETE Experimental, foi prevista a variação da vazão e composição do esgoto sanitário ao longo das 24 horas do dia, bem como, durante os dias da semana.

Em razão da falta de espaço e da declividade do terreno, não foi possível a construção de medidor Parshall antecedendo a UPRS, o que dificultou o controle da vazão de esgoto gradeado que afluía para essa unidade.

Desse modo, foi regulada a abertura da comporta de esgoto sanitário, instalada antes da grade de barras, para evitar o máximo possível a ocorrência de vazão excedente na UPRS.

Com a utilização do variador (inversor) de frequência e do registrador das horas de funcionamento do CMB₁ foi possível determinar, de forma segura e constante, as vazões afluentes ao reator anaeróbio de leito fluidificado.

Para o controle das vazões de recirculação do efluente também foram utilizados variador (inversor) de frequência e registrador das horas de funcionamento do CMB₂.

Para melhor caracterizar as variações da composição do esgoto sanitário foram realizados 3 (três) perfis, com coleta de hora em hora, durante 13 horas consecutivas, sendo:

- perfil 1, com 13 horas de duração, de 18:00 até 06:00 horas, realizado no 168º e 169º dia de operação;

- perfil 2, com 13 horas de duração, de 06:00 até 18:00 horas, realizado no 174º dia de operação;
- perfil 3, com 13 horas de duração, de 18:00 até 06:00 horas, realizado no 357º dia de operação.

O conhecimento da vazão afluyente (efluente da UPRS) ao reator anaeróbio de leito expandido foi importante para a estimativa dos custos de operação e manutenção, pois possibilitou quantificar a população atendida, bem como, as cargas orgânicas volumétricas (como DQO total e da amostra filtrada) que alimentavam o reator.

Para estimar a população atendida pela ETE Experimental foram utilizados os valores médios de vazão de esgoto sanitário gradeado (CMB1) utilizados durante o monitoramento do reator anaeróbio de leito expandido, tendo sido adotados os seguintes parâmetros: 0,8 de coeficiente de retorno; 1 m de rede por habitante; e 0,05 l/s.km de taxa de infiltração.

Na Tabela 4.6 são apresentadas as populações estimadas para os consumos per capita de água (q) de 150 l/hab.dia, 190 l/hab.dia e 240 l/hab.dia.

Tabela 4.6: Estimativa da População Atendida no Reator Anaeróbio de Leito Expandido.

Fases	Q_{EGS} (m ³ /h)	q l/hab.dia	Pop. (hab)	q l/hab.dia	Pop. (hab)	q l/hab.dia	Pop. (hab)
2, 3 e 6	10,0	140	2070	190	1535	240	1225
4 e 5	13,6	140	2800	190	2090	240	1665

Q_{EGS}vazão média do efluente da unidade preliminar de sólidos = vazão recalçada pelo CMB₁.

No trabalho foi adotado o valor de 190 l/hab.dia para o consumo per capita de água (q), devido ser esse um valor intermediário entre os adotados em projetos de Estações Elevatórias e de Estações de Tratamento de Esgoto Sanitário, já que:

- Algumas Companhias de Saneamento ainda utilizam q entre 200 – 250 l/hab.dia;
- Os agentes financiadores de projetos de sistemas de esgotamento sanitário, Caixa Econômica Federal - CEF e outras entidades, recomendam valores de q entre 120 e 180 l/hab.dia.

Dessa forma, as vazões de esgoto sanitário utilizadas nas Fases Experimentais, $10,0 \text{ m}^3/\text{h}$ e $13,6 \text{ m}^3/\text{h}$, podem ser relacionadas com populações atendidas de 1535 habitantes e de 2090 habitantes, respectivamente.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesse capítulo são apresentados e comentados os dados obtidos nos experimentos realizados nas Fases de Seleção A e B ⁶, em que foram selecionadas as partículas componentes do leito suporte do reator anaeróbio de leito expandido - reator; na Fase 1, em que foi colocada em operação a ETE experimental; e nas Fases Experimentais 2 a 6, em que foram testadas diferentes rotinas operacionais.

Também são analisados os resultados da eficiência da ETE experimental em amostras coletadas de hora em hora (Perfis Horários); para amostras do afluente e do efluente do reator, coletadas em horários distintos, de acordo com o tempo de detenção hidráulico; e, para amostras coletadas dos ensaios em laboratório com unidade de tratamento complementar do efluente do reator.

Em seguida são apresentados e discutidos os resultados de expansão, perda de carga, curva de expansão / fluidificação e biomassa aderida no leito de CAG, bem como, do perfil de sólidos suspensos totais ao longo da zona de reação do reator anaeróbio de leito expandido.

Finalizando, são quantificados os volumes descartados de material (particulado e flotante) e relacionados os custos de operação e manutenção da ETE Experimental.

6. Algumas fotografias apresentadas na Fase de Seleção A não são inéditas, já tendo sido publicadas em trabalhos de Pereira et al. (1997) e de Mendonça (1999). Como essas fotografias foram tiradas em atividades da presente pesquisa (Fase de Seleção A), optou-se pela reapresentação das mesmas.

5.1. Fase Seleção A

Os ensaios e testes para verificação da potencialidade de aderência de microrganismos nas partículas de poliamida, de polibutireno tetráftalato com 30% recuperado de fibra de vidro (PBT) e de carvão ativado granular (CAG) foram realizados com o emprego de Microscópio Eletrônico de Varredura (MEV), para as observações e fotografias das superfícies externa e interna das partículas amostradas. Nessas atividades colaboraram a pesquisadora da EESC-USP Dra. Eloisa Pozzi Gianotti e o aluno de mestrado Engo. Neyson M. Mendonça.

O procedimento de corte das partículas foi dificultado pela falta de lâmina de corte específica, não tendo apresentado, na maioria das vezes, o resultado esperado, o que impediu que fossem observadas as superfícies internas de todas as partículas amostradas.

5.1.1 Partículas de Poliamida

As partículas de poliamida foram as que apresentaram as maiores dificuldades para realização do corte, devido sua característica compacta com superfície lisa e sem poros ou cavidades.

Assim, apenas a parte externa das partículas de poliamida ficou disponível para aproximação e fixação dos microrganismos, o que limitou a essa superfície (externa) a região para presença de microrganismos.

Durante todo experimento (21 dias) foi observada apenas pequena quantidade de microrganismos na superfície das partículas de Poliamida, não tendo sido verificado nenhum consórcio, ou mesmo aproximação, entre esses microrganismos, conforme pode ser verificado nas Fotografias 5.1a, 5.1b, 5.1c e 5.1d referentes ao 1º; 7º; 14º; e 21º dia de experimento.

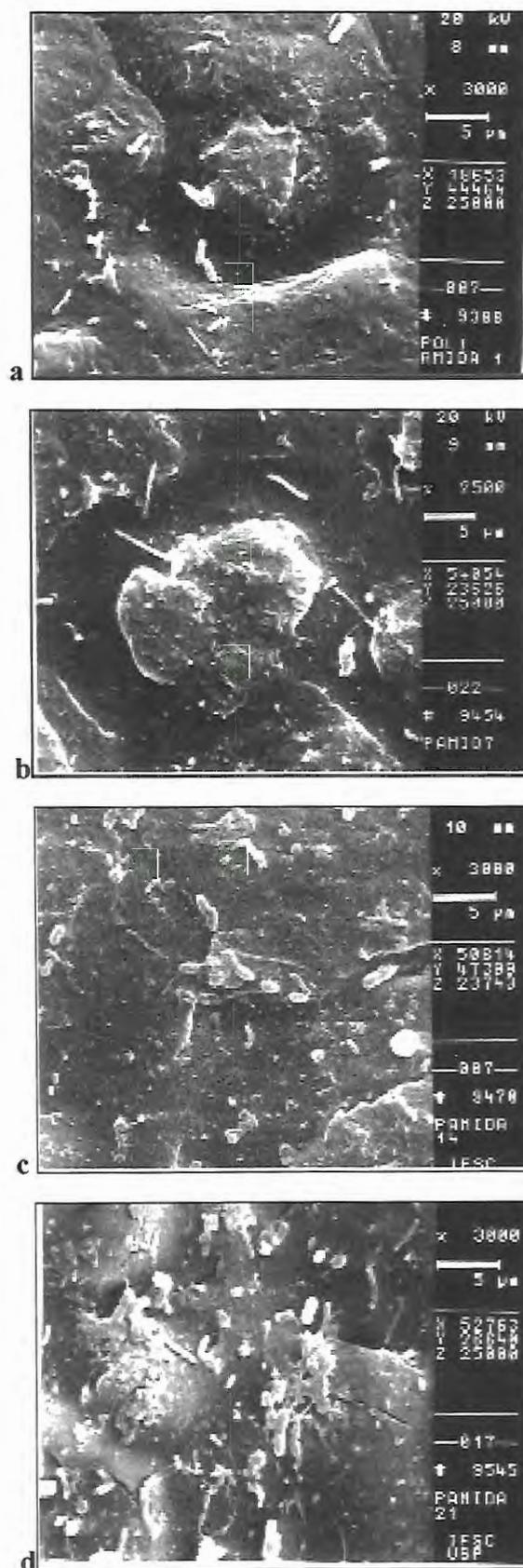


Figura 5.1: Fotografias de Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partículas de Poliamida no 1º (a); 7º (b); 14º (c) e no 21º dia (d).

Apesar do pequeno número, as bactérias na superfície externa das partículas de poliamida apresentaram diferentes morfologias, sendo identificados cocos, estreptococos, espirilos, espiroquetas e bacilos.

5.1.2. Partículas de PBT

Apesar de a superfície das partículas de PBT ser mais rugosa e porosa, a presença de microrganismos foi semelhante a observada nas partículas de Poliamida, sendo constatados poucos microrganismos nas superfícies externa e interna.

Na superfície externa das partículas de PBT somente foram observados microrganismos de forma individual, não sendo verificada a formação de nenhum agrupamento, apesar da proximidade entre eles ser maior do que entre os microrganismos presentes nas partículas de poliamida.

Em termos morfológicos, foram encontradas bactérias espiraladas, bastonetes e cocos. A presença de bactérias espiraladas e o menor número de cocos foi a principal diferença em relação as observações realizadas anteriormente, porém essa diversidade bacteriológica pode ter sido momentânea, não sendo, portanto, significativa.

Nas Figuras 5.2a; b e d são mostradas fotografias das superfícies externas de partículas de PBT observadas no 1º; 7º; 14º e 21º dia de experimento, enquanto na Figura 5.2c é apresentada uma fotografia da superfície interna de uma partícula de PBT no 14º dia de experimento.

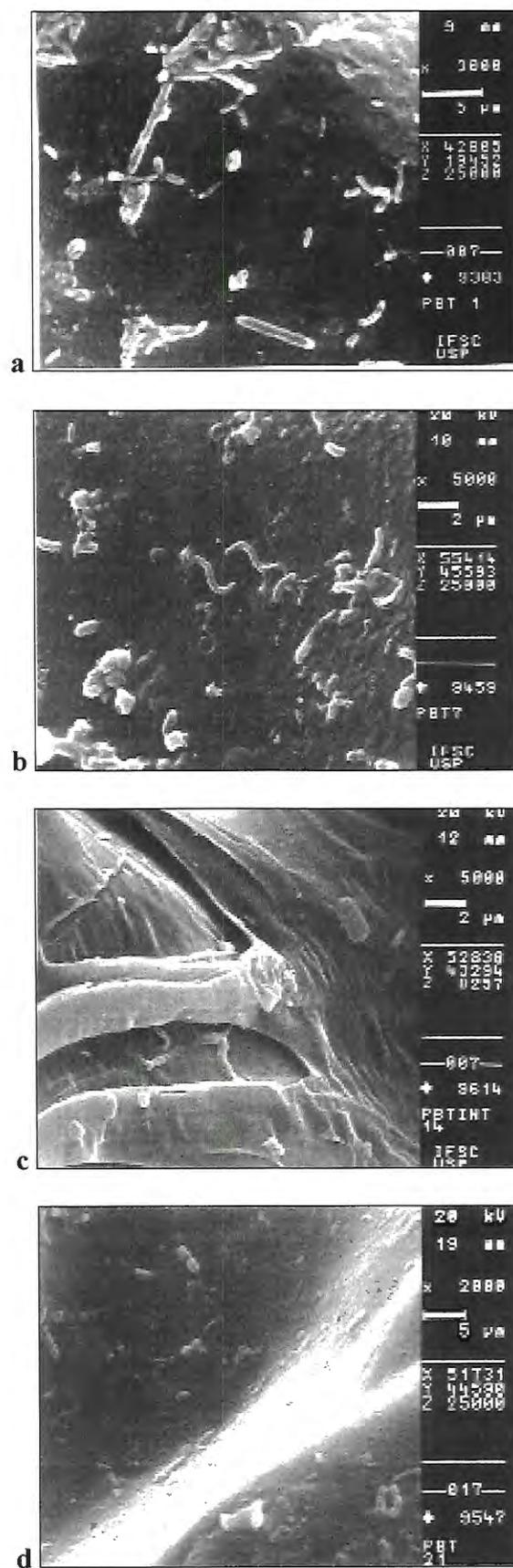


Figura 5.2: Fotografias em Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partículas de PBT no 1^o (a); 7^o (b); 14^o (c) e no 21^o dia (d).

5.1.3 Partículas de Carvão Ativado Granular (CAG)

A maior presença de microrganismos foi detectada nas partículas de CAG, as quais apresentaram superfície mais rugosa e porosa entre as partículas ensaiadas.

Nas Fotografias de MEV foi observado que os microrganismos primeiramente ocuparam os poros, para, então, atingirem a superfície externa das partículas de CAG.

Nas partículas amostradas no 1º dia foi verificada a existência de cocos e bacilos no interior dos poros, não tendo sido observados microrganismos na superfície externa. A Figura 5.3 mostra uma fotografia da superfície interna de uma partícula de CAG no 1º dia de experimento.

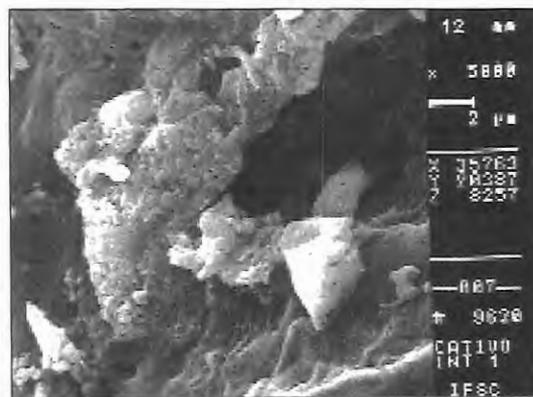


Figura 5.3: Fotografia em Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partícula de CAG no 1º dia de experimento.

A formação de agrupamentos de microrganismos somente foi notada na superfície externa das partículas de CAG a partir do 7º dia de observação, conforme pode ser observado nas Figuras 5.4a e 5.4b.

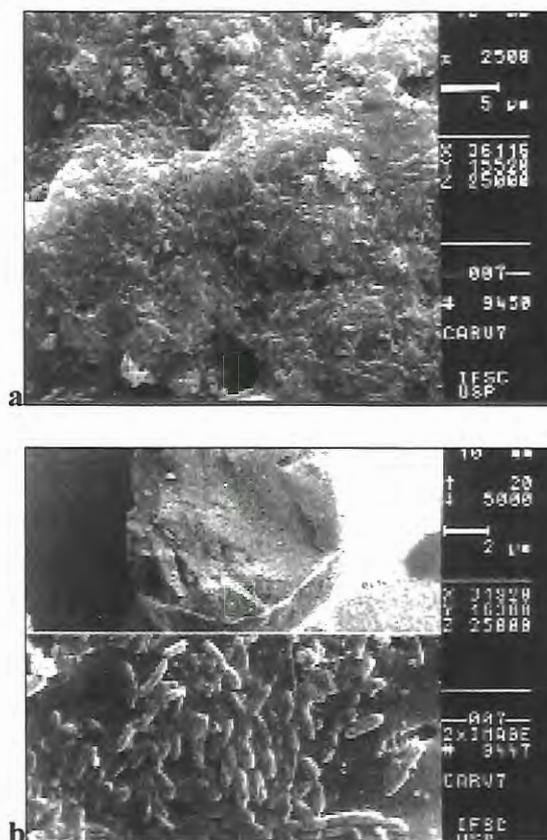


Figura 5.4: Fotografias em Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partícula de CAG no 7^o dia de experimento (a e b).

Nessas fotografias é verificada a presença dos microrganismos nas proximidades dos poros e cavidades, sendo ainda possível identificar a predominância das bactérias com morfologia de bacilos.

Nos ensaios de emissão de raio X (método EDX) realizados no microscópio eletrônico de varredura foram detectados alguns elementos na superfície externa das partículas amostradas, como alumínio, fósforo, cálcio, silício etc.

A Figura 5.5 apresenta resultados de um ensaio de EDX com partícula de CAG amostrada no 7^o dia do experimento. Nessa Figura estão presentes os elementos comumente presentes nos ensaio de EDX.

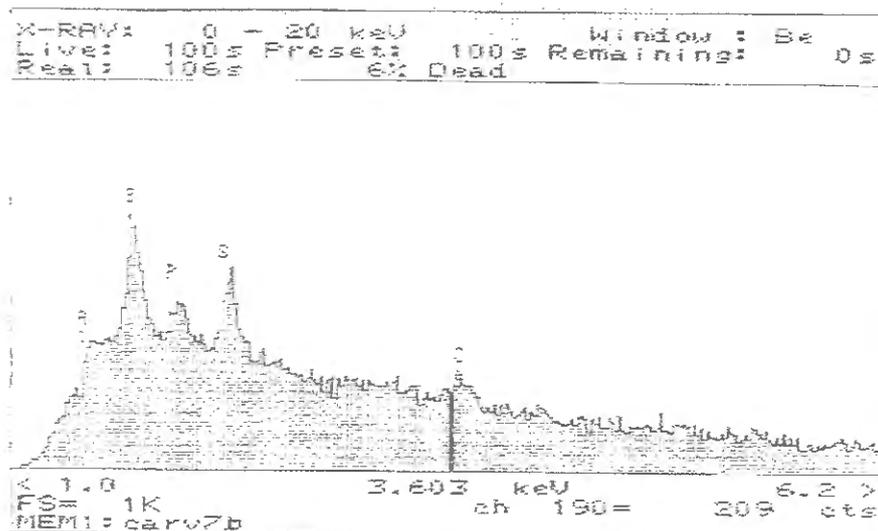


Figura 5.5 : EDX Realizado em Partícula de Carvão Ativado (7º dia).

O alumínio e o fósforo podem ser explicados pela presença desses elementos na água de abastecimento que, ao ser descartada, foi convertida em água residuária, enquanto o silício pode ser proveniente do carreamento de partículas minerais para o coletor de esgoto sanitário. Os demais elementos podem ser decorrentes da decomposição de substâncias presentes no esgoto sanitário ou em outros efluentes.

Com as observações no MEV foi significativa a presença de microrganismos nas proximidades de elementos identificados nos ensaios de EDX.

O desenvolvimento de consórcio de microrganismos próximo de elementos presentes na superfície da partícula suporte é mostrado na Figura 5.6a, enquanto na Figura 5.6b pode ser observada a formação de aglomerados de microrganismos nas rugosidades existentes na superfície da partícula de CAG.



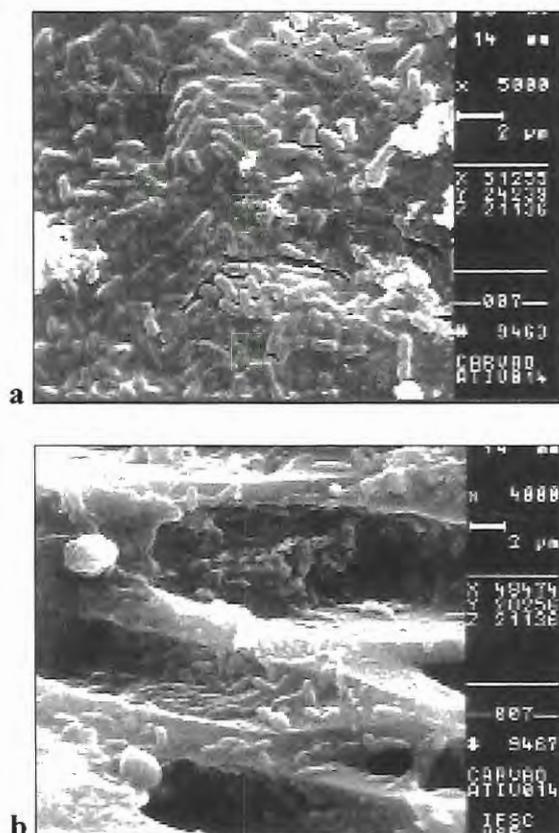


Figura 5.6: Fotografias em Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partícula de CAG no 14^o dia de experimento (a e b).

A grande proximidade entre os microrganismos e o grande número de bacilos demonstram a evolução quantitativa dos microrganismos, o que pode ser devido a aceleração do metabolismo pela utilização de substrato presente na superfície das partículas de CAG.

Essa colonização não foi alterada nas observações realizadas com as amostras do 21^o dia de experimento, conforme mostrado na Figura 5.7.

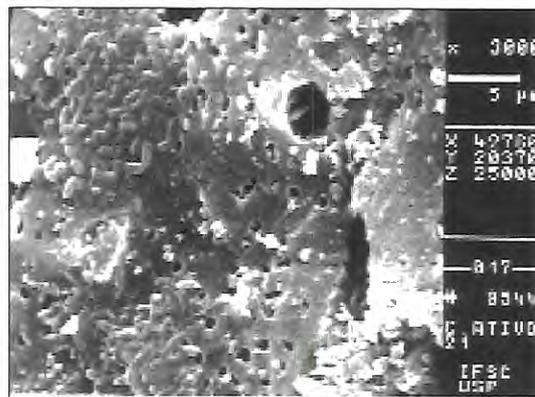


Figura 5.7: Fotografia em Microscópio Eletrônico de Varredura da Superfície Externa de Partícula de CAG no 21^o dia de experimento.

A grande porosidade interna e a superfície externa rugosa podem justificar a melhor aderência de microrganismos nas partículas de CAG, já que os consórcios de microrganismos foram originados a partir desses locais.

Uma possível explicação para isso é que os poros, cavidades e rugosidades oferecem proteção contra arraste pela massa líquida e ataque de organismos predadores.

Por outro lado, a distribuição dos microrganismos não foi homogênea na superfície externa das partículas de CAG, existindo regiões com grandes aglomerados de bactérias e regiões sem nenhum microrganismo, o que confirma as observações realizadas por BENTHUM et al. (1995) que os biofilmes não apresentam superfície lisa e nem distribuição uniforme de microrganismos.

Os resultados observados nesse trabalho sobre o crescimento de biofilmes de forma descontínua nas partículas de CAG, conforme pode ser verificado na fotografia 5.6, ratificam os comentários de HERMANOWICZ et al. (1995) de que os biofilmes não são uniformes e homogêneos, mas sim cheios de buracos e canais.

Em termos de aderência de microrganismos, as partículas de poliamida e de PBT não apresentaram resultados satisfatórios, tendo somente as partículas de CAG tido agrupamentos de microrganismos na sua superfície, o que foi significativamente acentuado a partir do 7º dia de operação.

Ainda no presente experimento foi possível constatar que a colonização dos microrganismos ocorreu próxima aos poros, cavidades e elementos inorgânicos presentes na superfície externa das partículas de CAG.

Um outro aspecto que deve ser citado é a predominância das bactérias com morfologia de bastonetes na superfície das partículas de CAG, as quais podem ser, inicialmente, consideradas como precursoras da formação do biofilme.

Contudo, o pequeno período de investigação talvez tenha contribuído para que a diversidade de morfologias bacterianas fosse menor no CAG do que nas demais partículas, o que, independente da formação de agregados, faz com que a inexistência de microrganismos consorciados permita a suposição de que na formação dos biofilmes atuam primeiramente as bactérias acidogênicas, porém essa suposição ainda precisa ser melhor estudada.

Nas partículas de CAG amostradas foi possível constatar que os agrupamentos de microrganismos já estavam devidamente consolidados e aderidos nas amostras do 14º dia, não tendo sido observada nenhuma diferença significativa entre as amostras do 14º e 21º dia de operação.

Assim, em termos de potencialidade de formação dos biofilmes, as partículas de CAG foram consideradas as mais indicadas para constituírem o leito suporte do reator anaeróbio de leito expandido.

5.2. Fase de Seleção B

Na Fase de Seleção B foi avaliada a movimentação dos 3 (três) leitos suporte para diferentes velocidades ascensionais, tendo sido elaborados gráficos com a velocidade ascensional e a perda de carga para determinar, para cada leito amostrado, a região de transição entre a expansão e a fluidificação e a velocidade mínima de fluidificação.

Paralelamente foi observada a altura dinâmica do leito para determinar o acréscimo na altura, na expansão e na porosidade em relação ao leito estático, sendo testadas 12 (doze) velocidades ascensionais (1,5 m/h a 85,4 m/h) nas temperaturas de 25 ± 1 °C e de 29 ± 1 °C.

Com os procedimentos citados optou-se pelos ensaios de expansão / fluidificação para denominar de forma mais segura e precisa a movimentação do leito, bem como, para melhor entendimento do real comportamento dos leitos amostrados quando submetidos a diferentes velocidades ascensionais.

Durante a realização dos ensaios foi possível o acompanhamento visual da movimentação dos leitos amostrados, já que a coluna de expansão / fluidificação foi construída em acrílico e foi utilizada água de abastecimento.

5.2.1 Leito de Poliamida

Os ensaios realizados com leito de poliamida não apresentaram diferenças significativas para as temperaturas de 25 ± 1 °C e de 29 ± 1 °C, demonstrando que a influência da viscosidade (temperatura) pode ser desprezada para água de abastecimento, conforme mostram os resultados da Tabela 5.1.

Tabela 5.1: Resultados dos Ensaios de Expansão / Fluidificação com Leito de Poliamida.

Q (l/h)	T m ³ /m ² .d	vasc (m/h)	25 ± 1 °C			29 ± 1 °C		
			Hf (m)	Expansão do Leito (cm)	(%)	Hf (m)	Expansão do Leito (cm)	(%)
0	0	0	0,000	25,0	0,0	0,000	25,0	0,0
10	36,58	1,5	0,003	25,0	0,0	0,003	25,0	0,0
60	219,47	9,1	0,005	25,0	0,0	0,004	25,0	0,0
110	402,37	16,8	0,007	25,4	1,6	0,006	25,2	0,8
160	585,26	24,4	0,011	26,9	7,6	0,010	26,5	6,0
210	768,15	32,0	0,013	28,5	14,0	0,013	28,4	13,6
260	951,05	39,6	0,011	31,0	24,0	0,010	31,2	24,8
310	1133,94	47,3	0,011	33,4	33,6	0,011	33,0	32,0
360	1316,83	54,9	0,012	36,5	46,0	0,010	37,3	49,2
410	1499,73	62,5	0,012	39,4	57,6	0,012	39,5	58,0
460	1682,62	70,1	0,012	43,0	72,0	0,011	43,4	73,6
510	1865,51	77,7	0,015	48,0	92,0	0,011	49,0	96,0
560	2048,41	85,4	0,012	55,0	120,0	0,010	54,3	117,2

Na coluna de acrílico foi possível visualizar que as partículas de poliamida se movimentavam de forma desigual e com maior intensidade na parte central.

A análise inicial dos dados da Tabela 5.1 poderia conduzir a afirmação de que a região de expansão do leito de poliamida ocorria até próximo da velocidade ascensional de 39,6 m/h, já que o leito teria aumento percentual da sua altura estática entre 20% e 30%.

Contudo, essa afirmação pode ser contestada graficamente com a elaboração das curvas de expansão / fluidificação do leito de poliamida, conforme mostrado na Figura 5.8.

Essas curvas experimentais não apresentam trechos retilíneos como as curvas teóricas, porém possível identificar dois trechos distintos. O primeiro trecho teve perda de carga sempre crescente com o aumento da velocidade, enquanto o segundo trecho apresentou perda de carga mais uniforme para as velocidades utilizadas nos ensaios.

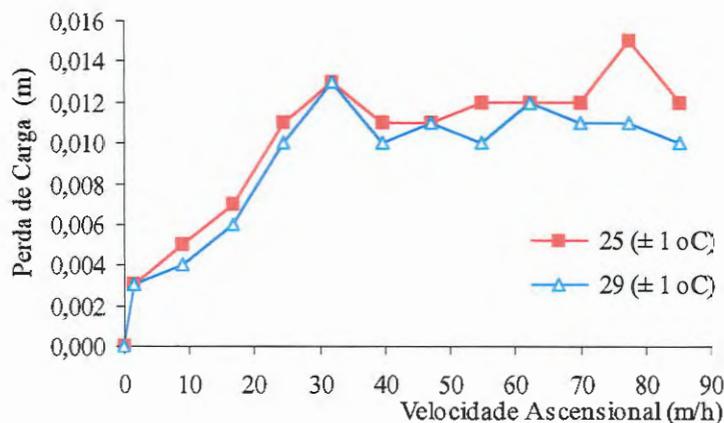


Figura 5.8: Curvas da Perda de Carga no Leito de Poliamida pela Velocidade Ascensional da Água nas Temperaturas de $25 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ e de $29 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$.

Entre esses dois trechos foi possível identificar uma região de transição, que teoricamente separa as regiões de expansão e de fluidificação do leito de poliamida, sendo a velocidade limite (velocidade mínima de fluidificação – v_{mf}) próxima a 24,4 m/h .

Aceitando a v_{mf} de 24,4 m/h é possível constatar que esse valor gráfico é 15,2 m/h menor do que se a v_{mf} fosse estabelecida pela utilização da definição do percentual de expansão (39,6 m/h).

Esse fato é significativamente importante no aumento da escala do reator, pois influencia no dimensionamento dos conjuntos moto-bomba e, conseqüentemente, no consumo de energia elétrica. Contudo, é importante que seja observado que o teste em escala piloto apresenta características diferentes das encontradas no aumento da escala, como a maior resistência ao escoamento pelo efeito parede (diâmetro pequeno), a utilização de água de abastecimento ao invés de esgoto sanitário e o volume muito menor do leito.

Ainda é importante observar que até a velocidade ascensional de 16,8 m/h não houve aumento significativo da altura dos leitos de poliamida, o que confirma as citações de DI BERNARDO (1993) e WIECHETECK (1996) que, em velocidades

ascensionais baixas, as partículas modificam sua posição para facilitar a passagem do fluxo, porém sem ainda fluidificarem, já que a força resultante da passagem do fluxo de água é inferior ao peso relativo dos grãos e ao empuxo do líquido.

Por outro lado, o aumento progressivo da velocidade ascensional resultou na fluidificação incipiente dos leitos, quando, então, foram determinadas as velocidades mínimas de fluidificação de aproximadamente 24,4 m/h para a poliamida, sendo a partir dessa velocidade observada a fluidificação do leito.

Ainda com os dados da Tabela 5.1 foram traçadas as curvas de expansão do leito de poliamida, conforme mostrado nas Figuras 5.9 e 5.10.

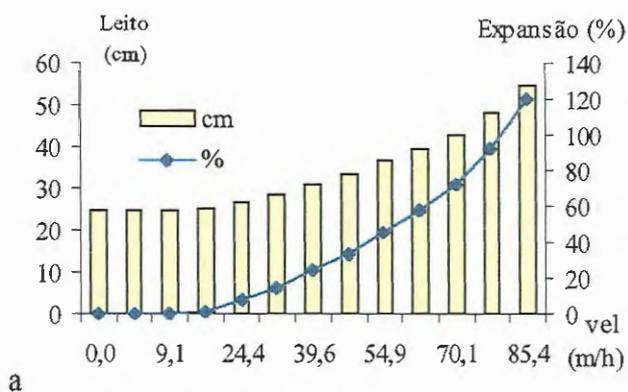


Figura 5.9: Aumento da Altura e Percentual de Expansão do Leito de Poliamida nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento na Temperatura de $25 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$.

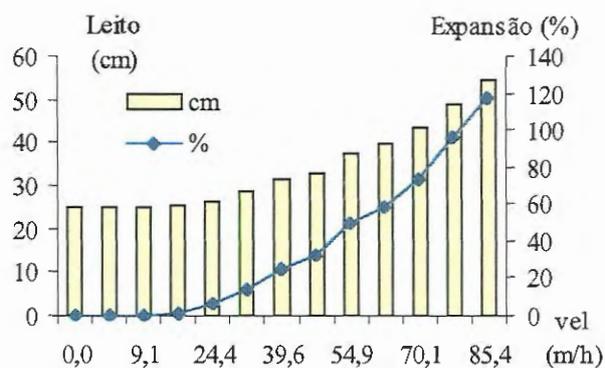


Figura 5.10: Aumento da Altura e Percentual de Expansão do Leito de Poliamida nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento na Temperatura de $29 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$.

O comportamento dos leitos de poliamida, em relação aos aumentos da espessura e do percentual de expansão foi semelhante nas duas temperaturas ensaiadas. Até a velocidade ascensional de 16,8 m/h somente ocorria rearranjo da posição das partículas de poliamida, sendo que a partir dessa velocidade iniciou a real expansão dos leitos amostrados, que tiveram suas alturas aumentadas de forma progressiva com o aumento da velocidade.

5.2.2 Leito de PBT

Os resultados dos ensaios com os leitos de PBT apresentaram-se semelhantes aos observados com os leitos de Poliamida, conforme pode ser verificado na Tabela 5.2.

Tabela 5.2: Resultados dos Ensaio de Expansão / Fluidificação com Leito de PBT.

Q (l/h)	T $m^3/m^2.d$	vasc (m/h)	$25 \pm 1^\circ C$			$29 \pm 1^\circ C$		
			Hf (m)	Expansão do Leito (cm)	(%)	Hf (m)	Expansão do Leito (cm)	(%)
0	0	0	0,000	25,0	0,0	0,000	25,0	0,0
10	36,58	1,5	0,004	25,0	0,0	0,005	25,0	0,0
60	219,47	9,1	0,005	25,0	0,0	0,008	25,0	0,0
110	402,37	16,8	0,009	25,0	0,0	0,012	25,0	0,0
160	585,26	24,4	0,013	25,0	0,0	0,014	25,0	0,0
210	768,15	32,0	0,024	25,0	0,0	0,025	25,0	0,0
260	951,05	39,6	0,032	25,0	0,0	0,028	25,0	0,0
310	1133,94	47,3	0,034	25,8	3,2	0,028	25,5	2,0
360	1316,83	54,9	0,032	27,3	9,2	0,031	26,5	6,0
410	1499,73	62,5	0,034	28,3	13,2	0,031	27,7	10,8
460	1682,62	70,1	0,034	29,6	18,4	0,036	29,0	16,0
510	1865,51	77,7	0,035	31,4	25,6	0,035	31,7	26,8
560	2048,41	85,4	0,035	32,8	31,2	0,040	32,5	30,0

Caso fosse aplicada a definição que considera a expansão do leito até aproximadamente 20% de aumento da altura inicial do leito, a fluidificação ocorreria em velocidade da ordem de 72,0 m/h.

Para evitar esse erro, foram elaboradas as curvas de expansão / fluidificação dos leitos ensaiados de PBT, conforme mostrado na Figura 5.11.

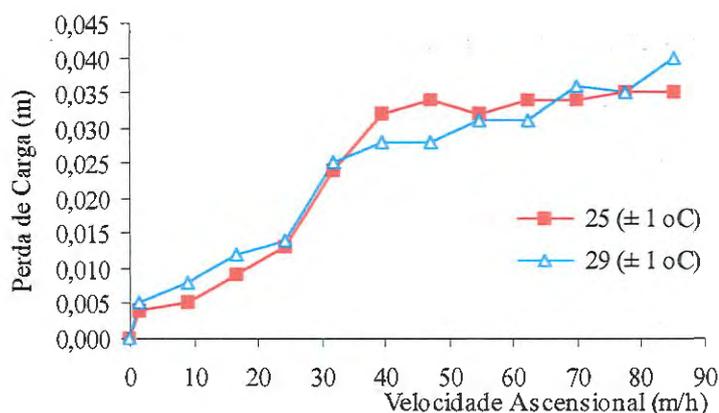


Figura 5.11: Curvas da Perda de Carga no Leito de PBT pela Velocidade Ascensional da Água nas Temperaturas de $25 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ e de $29 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$.

A curva dos ensaios realizados com água de abastecimento em temperatura de $25 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ apresentou valores de perda de carga mais coerentes com o citado na literatura técnica, ou seja, perda de carga constante a partir da região de transição.

Por outro lado, os valores sempre crescentes da perda de carga dos ensaios realizados na temperatura de $29 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ não foram coerentes com a teoria. No entanto, o primeiro trecho (expansão) das duas curvas apresentou comportamento similar, o que possibilitou estimar a região de transição entre as velocidades ascensionais de 39,6 e 47,3 m/h.

Por segurança foi estimada a velocidade mínima de fluidificação de 47,3 m/h para os leitos de PBT nas duas temperaturas, sendo, novamente, importante observar que essa velocidade é 24,7 m/h menor do que a determinada pela observação do percentual de expansão (72,0 m/h).

A análise das movimentações do leito das Figuras 5.12 e 5.13 indica que o leito de PBT não apresentou aumento de espessura até a velocidade de 39,6 m/h.

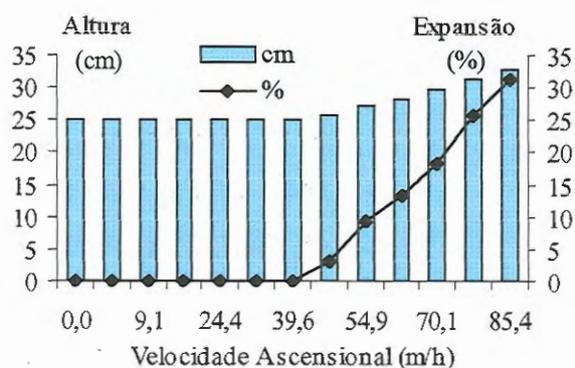


Figura 5.12: Expansão do Leito de PBT nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento na Temperatura de 25 °C .

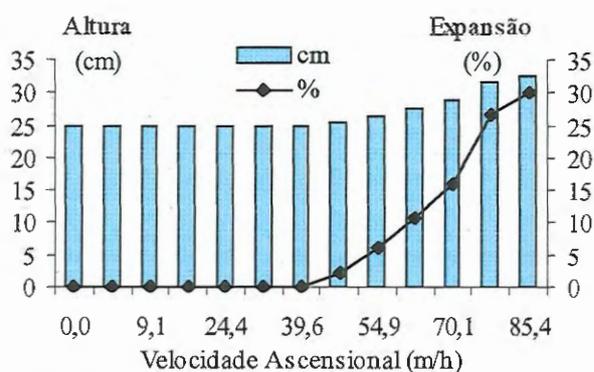


Figura 5.13: Expansão do Leito de PBT nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento na Temperatura de 29 °C.

A grande resistência encontrada para movimentação do leito de PBT pode ser explicada pelas partículas terem formados agrupamentos, os quais puderam ser observados visualmente durante os ensaios.

Durante os ensaios foi nitidamente identificado movimento ascensional de blocos (agrupamentos) de partículas de PBT, o que foi muito diferente do comportamento dos outros dois leitos ensaiados (poliamida e CAG).

A maior massa específica, a grande proximidade entre as partículas e o menor volume de vazios podem explicar os maiores valores de perda de carga nos ensaios com PBT.

5.2.3. Leito de Carvão Ativado Granular (CAG)

O leito de CAG apresentou resistência ao escoamento da água de abastecimento maior do que a observada no leito de poliamida, porém menor do que no leito de PBT, conforme pode ser constatado na Tabela 5.3.

Tabela 5.3: Resultados dos Ensaio de Expansão / Fluidificação com Leito de Carvão Ativado Granular.

Q (l/h)	T m ³ /m ² .d	v _{asc} (m/h)	25 ± 1 °C			29 ± 1 °C		
			H _f (m)	Expansão do Leito (cm)	(%)	H _f (m)	Expansão do Leito (cm)	(%)
0	0	0	0,000	25,0	0,0	0,000	25,0	0,0
10	36,58	1,5	0,002	25,0	0,0	0,003	25,0	0,0
60	219,47	9,1	0,004	25,0	0,0	0,003	25,0	0,0
110	402,37	16,8	0,009	25,0	0,0	0,007	25,0	0,0
160	585,26	24,4	0,021	25,3	1,2	0,018	25,2	0,8
210	768,15	32,0	0,023	25,6	2,4	0,026	25,5	2,0
260	951,05	39,6	0,021	26,6	6,4	0,027	26,0	4,0
310	1133,94	47,3	0,021	28,0	12,0	0,027	28,0	12,0
360	1316,83	54,9	0,026	30,0	20,0	0,032	29,3	17,2
410	1499,73	62,5	0,026	31,5	26,0	0,031	31,0	24,0
460	1682,62	70,1	0,026	33,5	34,0	0,031	32,5	30,0
510	1865,51	77,7	0,027	35,3	41,2	0,031	35,0	40,0
560	2048,41	85,4	0,027	38,5	54,0	0,031	36,8	47,2

Os dados da Tabela 5.3 mostram o aumento da altura do leito de CAG de 20% e 24% nas velocidades ascensionais de 54,9 m/h e 62,5 m/h, respectivamente. Contudo, assim como para os leitos de poliamida e de PBT, esses valores não podem ser considerados representativos.

A Figura 5.14 apresenta curvas da movimentação de leitos de CAG, o que permite a determinação da região de transição entre a expansão e a fluidificação dos leitos de CAG, bem como da velocidade mínima de fluidificação.

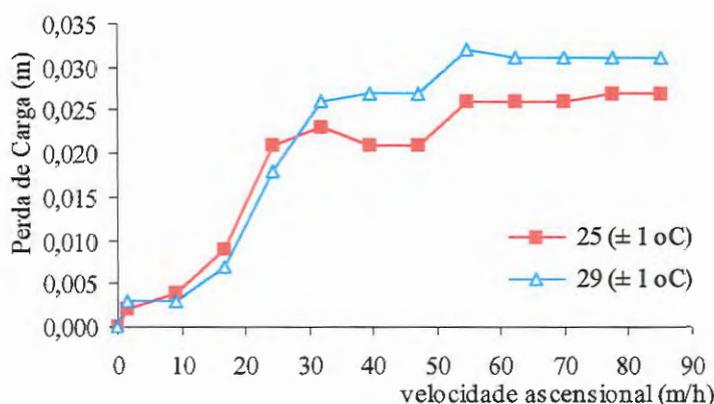


Figura 5.14: Curvas da Perda de Carga no Leito de CAG pela Velocidade Ascensional da Água nas Temperaturas de $25 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ e de $29 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$.

Nas curvas da movimentação dos leitos de CAG podem ser identificadas duas regiões de transição. A primeira região de transição pode ser definida em velocidades ascensionais entre 24,4 a 47,3 m/h, enquanto a segunda região fica entre 54,9 m/h a 70,1 m/h.

A existência de duas regiões com características de transição impede a interpretação segura dos valores de velocidade ascensional em que ocorreu a passagem do leito de expandido para leito fluidificado.

No presente estudo foi utilizada a primeira região para caracterizar a transição entre os regimes de movimentação do leito de CAG, o que ocorreu entre as velocidades ascensionais de 24,4 e 47,3 m/h, sendo considerada a velocidade mínima de fluidificação do leito de CAG de 28,2 m/h e 32,0 m/h para as temperaturas $25 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ e de $29 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$, respectivamente.

Nas Figuras 5.15 e 5.16 é possível verificar o crescimento do leito a partir da velocidade ascensional de 24,4 m/h.

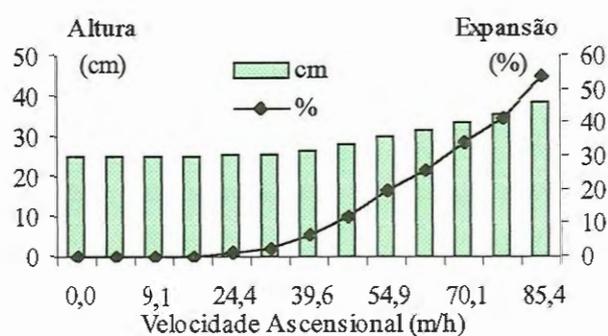


Figura 5.15: Expansão do Leito de CAG nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento na Temperatura de $25 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$.

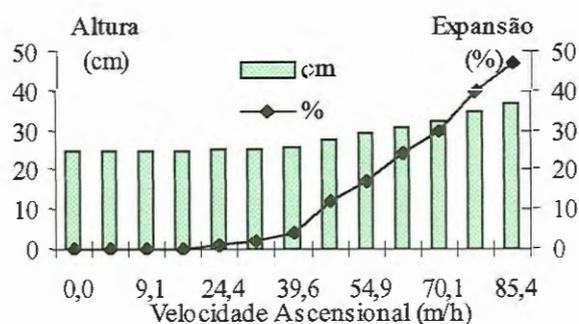


Figura 5.16: Expansão do Leito de CAG nos Ensaio Realizados com Água de Abastecimento na Temperatura de $29 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$.

Os valores gráficos utilizados para a velocidade mínima de fluidificação v_{mf} foram $28,2 \text{ m/h}$ e $32,0 \text{ m/h}$, os quais são muito menores do que os valores obtidos pela definição do percentual de aumento do leito ($54,9 \text{ m/h}$) para as temperaturas de $25 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ e $29 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$), respectivamente.

5.2.4. Comparação dos Resultados

Os resultados dos ensaios com água de abastecimento demonstram que a região de transição entre a expansão / fluidificação dos 3 leitos amostrados somente ocorreu em altas velocidades.

Na Tabela 5.4 são mostrados os resultados experimentais da velocidade mínima de fluidificação, da perda de carga (H_f) e da altura dinâmica do leito expandido (L), obtidos no ponto de fluidificação incipiente (região de transição), nas temperatura de 25 ± 1 °C e de 29 ± 1 °C.

Tabela 5.4: Dados no Ponto de Fluidificação Incipiente.

Partícula	Temperatura de 25 ± 1 °C			Temperatura de 29 ± 1 °C		
	vmf (m/h)	H_f (cm)	L (cm)	vmf (m/h)	H_f (cm)	L (cm)
Poliamida	24,4	1,1	26,9	24,3	1,0	26,5
PBT	47,2	3,4	25,8	47,2	2,8	25,5
CAG	28,2	2,1	25,3	32,0	2,6	25,5

Os dados experimentais mostram que existiu uma fluidificação muito pequena no ponto de fluidificação incipiente, sendo pequenas as alterações na altura inicial (estática) dos leitos amostrados. Com os resultados da Tabela 5.4 também é possível afirmar que o leito de PBT é o mais resistente ao escoamento da massa líquida ascensional, bem como, que são próximos os valores obtidos nos ensaios realizados nas temperaturas de 25 ± 1 °C e 29 ± 1 °C.

A altura do leito de poliamida foi a que teve maior aumento em relação a altura estática inicial (25,0 cm), o que pode ser explicado pela menor densidade de suas partículas.

Essa explicação da densidade das partículas não pode ser aplicada ao leito de partículas de PBT (densidade menor do que a densidade do CAG), já que as alturas dinâmicas dos leitos de PBT foram menores que as observadas nos leitos de

CAG. Contudo, é importante observar que a movimentação das partículas de PBT não ocorreu de forma individual, mas sim na forma de grupos de partículas agregadas.

A grande formação de agregados compactos de partículas de PBT explica a menor expansão, já que a velocidade ascensional da massa líquida atuou no agregado e não, como no leito de CAG e Poliamida, nas partículas individuais.

O comportamento do leito de poliamida já era previsto, devido a menor densidade do material facilitar a fluidificação e, com isso, apresentar regiões de turbilhonamento até aproximadamente na velocidade de 62,5 m/h, quando, então, passou a ocorrer aumento significativo na altura dinâmica até a velocidade de 85,4 m/h.

No caso do carvão ativado, o gráfico mostra dois picos de instabilidade, com o primeiro na velocidade de 24,4 m/h e o segundo em 54,9 m/h, sendo que, a partir do segundo pico, a perda de carga passou a apresentar maior uniformidade.

A observação única e exclusiva dos gráficos de CAG poderia levar a determinação da velocidade mínima de fluidificação no segundo pico. Contudo, a repetição dos ensaios e a verificação visual permitiu estimar que a fluidificação incipiente do leito ocorreu a partir da velocidade de 24,4 m/h.

Durante os ensaios não ocorreu arraste de partículas no efluente com nenhum dos leitos amostrados, apesar da grande expansão notada no leito de poliamida nas velocidades ascensionais superiores a 62,5 m/h. Como essa fase antecede o transporte (arraste) de partículas no efluente, não é apropriada a utilização de velocidades superiores a 62,5 m/h para leitos formados por partículas de poliamida.

A movimentação (fluidificação) desigual das partículas componentes dos leitos, especialmente de poliamida e CAG, pode ser explicada pela resistência ao

escoamento ascensional na parede da coluna de fluidificação, pelo formato irregular das partículas e pela falta de compactação do leito.

Os resultados obtidos na Fase de Seleção B foram importantes para o dimensionamento do reator anaeróbio de leito expandido em escala real, já sendo possível perceber que somente reduzindo a taxa de recirculação é que seria evitado grande consumo de energia elétrica durante o aumento na escala do reator.

Assim, os leito de poliamida (primeira opção) e de CAG (segunda opção) seriam os mais indicados para a operação do reator com velocidades ascensionais menores (expansão), já que para o PBT expandir seriam necessárias velocidades ascensionais muito maiores.

Como a pequena aderência de microrganismos nas partículas de poliamida observadas na Fase de Seleção A desaconselhou a utilização desse material como leito suporte, foi, então, escolhido o carvão ativado granular para formar o leito do reator anaeróbio de leito expandido em escala real.

Contudo, como os ensaios da Fase de Seleção B foram realizados com água de abastecimento, temperatura controlada e grande intervalo entre as vazões afluentes, foi decidida a realização de ensaios complementares com leito de CAG no reator anaeróbio de leito expandido em escala real (item 5.6), já que no tratamento anaeróbio de esgoto sanitário ocorre crescimento de biofilmes e produção de biogás, o que pode ocasionar diferentes comportamentos do leito de CAG (velocidade mínima de fluidificação, perda de carga, altura do leito).

5.3 Fase 1 (Partida)

Depois da escolha da partículas de CAG foi programada a entrada em operação do reator, sendo prevista partida sem inoculação prévia, movimentação do leito no regime de expansão e incremento gradual de vazão e carga orgânica volumétrica de alimentação (esgoto gradeado).

A não inoculação do reator visou a alimentação imediata do reator com esgoto gradeado, enquanto a movimentação do leito em expansão objetivou a redução da taxa de recirculação, o que, naturalmente, resultaria na diminuição do consumo de energia elétrica.

5.3.1. Rotina Operacional

A partida do reator foi realizada sem inoculação prévia e com incremento gradual da velocidade ascensional nos primeiros 14 dias de operação do reator, para movimentar com segurança as partículas do leito suporte, facilitar a adsorção das moléculas orgânicas na superfície das partículas de CAG e, com isso, induzir a fixação de microrganismos no material suporte.

Essa rotina no início da operação do reator foi baseada nos resultados da Fase de Seleção A, nos quais os agrupamentos de microrganismos nas partículas de CAG identificados no 7º dia também foram observados no 14º dia de experimento.

Após a adaptação inicial da biomassa foram realizados testes para definição da taxa de recirculação, sendo empregadas diferentes vazões de operação dos CMBs 1 e 2, conforme pode ser observado na Figura 5.17.

Apesar da pesquisa objetivar a alimentação contínua de esgoto sanitário, o CMB₁ foi paralisado para manutenção em dois períodos distintos durante a Fase 1.

Durante as paralisações do CMB₁ foi mantido em operação o CMB₂, para que a recirculação do efluente fornecesse velocidade ascensional para agitar e expandir o leito de CAG. Contudo, em alguns períodos, o CMB₂ também teve de ser paralisado para manutenção.

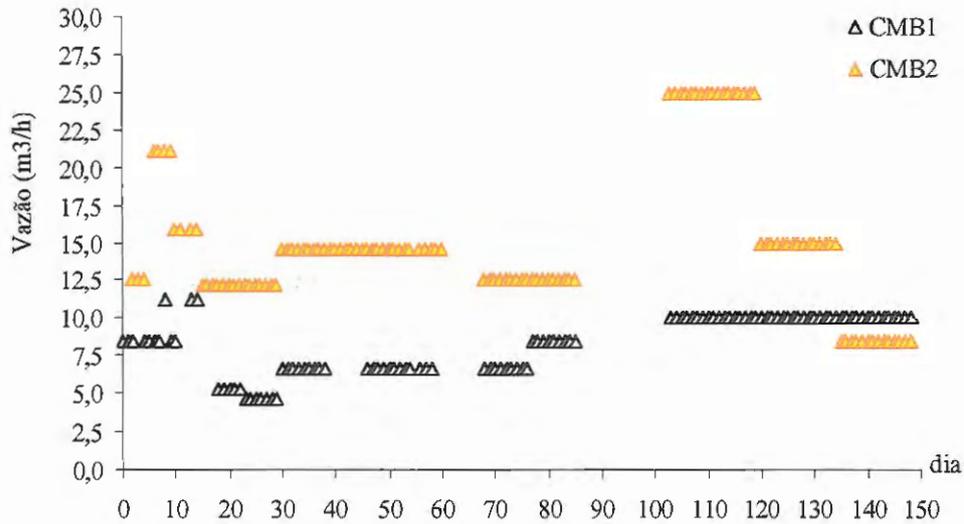


Figura 5.17: Vazão de Esgoto Sanitário (CMB1) e de Recirculação (CMB 2) na Fase Experimental 1.

A necessidade de paralisação dos CMBs impediu a manutenção da estratégia programada para a partida, operação e realização dos testes para definir a rotina operacional, já que a velocidade ascensional teve grande variação nos 102 primeiros dias de operação, conforme pode ser verificado na Figura 5.18.

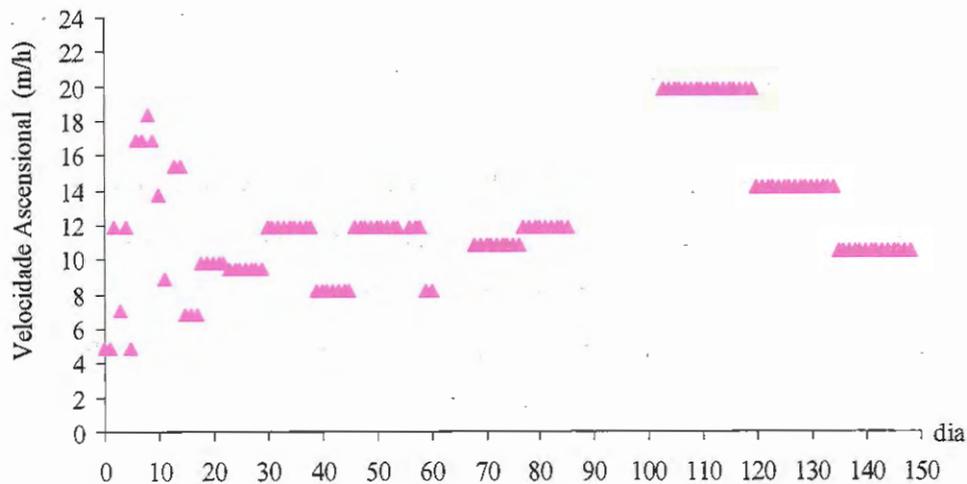


Figura 5.18: Velocidade Ascensional na Fase Experimental 1.

No 5º dia de operação foi verificado aumento na concentração de ácidos voláteis no efluente do reator e percebido odor desagradável na área da ETE, o que resultou em redução da vazão do CMB₁ e na utilização de suspensão de bicarbonato de sódio (NaHCO₃).

Essas duas medidas almejavam aumentar a alcalinidade no interior do reator e, com isso, reduzir a concentração de ácidos voláteis, neutralizar o pH e evitar a geração de odor desagradável.

Contudo, em razão da falta de bicarbonato de sódio em quantidade adequada na EESC e do tempo necessário para liberação dos recursos na FAPESP ⁶, o CMB₁ teve de ser paralisado nos dias 15; 16 e 17, ficando em funcionamento somente o CMB₂, até ser conseguido, por empréstimo, quantidade adequada de bicarbonato de sódio para aplicação diária.

Entre o 21º e 25º dia foi novamente constatado acréscimo na produção de ácidos voláteis e presença de odores desagradáveis nas proximidades do reator, o que justificou aumento na dosagem de bicarbonato de sódio e redução da vazão de esgoto bruto de 5,3 m³/h para 4,6 m³/h.

Como a operação do sistema estava estável em relação aos parâmetros laboratoriais, portanto não existindo razões para ocorrência de gases desagradáveis, foi procurado o Sistema de Água e Esgoto de São Carlos - SAAE para conhecimento das tubulações coletoras na área da ETE Experimental.

Nas pesquisas realizadas com o SAAE foi constatado que o excesso de esgoto bruto (não utilizado no sistema experimental) estava sendo lançado, junto com o efluente do reator UASB experimental do Campus da EESC-USP, indevidamente numa tubulação de águas pluviais, o que possibilitava a saída dos odores desagradáveis nas caixas de inspeção do sistema de drenagem pluvial.

⁶ no Plano de Pesquisa não havia sido solicitado bicarbonato de sódio para correção de alcalinidade.

Para solucionar essa situação, entre o 86° ao 102° dia, foram paralisados os CMBs 1 e 2 e instalados 250 m de rede coletora de esgoto, \varnothing 200 mm, sendo, então, remanejado o ponto de lançamento do esgoto bruto excedente, do efluente da ETE e do efluente do UASB para o interceptor do SAAE.

Após essa obra foi retomada a operação do reator com vazão constante do CMB₁ de 10,0 m³/h, taxa de recirculação de 2,50 e velocidade ascensional de 19,8 m/h. Essa rotina operacional foi mantida do 103° ao 119° dia, para que a grande agitação interna aumentasse o contato substrato – microrganismos, modificando o provável estado endógeno em que se encontravam os microrganismos.

Contudo, como a pesquisa pretendia reduzir o consumo de energia elétrica, entre o 120° e o 134° dia de operação, foi diminuída a taxa de recirculação para 1,50 (vasc = 14,1 m/h).

Apesar dessa nova velocidade ascensional e da operação do CMB₁ com vazão constante (desde o 103° dia), o desempenho do reator ainda foi aquém do esperado. Esse fato levou a outra diminuição da velocidade ascensional, que passou no 135° dia de operação para 10,5 m/h (taxa de recirculação para 0,85).

No período entre o 135° e o 148° dia de operação foi constatado aumento na eficiência do reator, em termos de remoção de DQO, SS e concentração de metano no biogás, tendo sido atendidas as condições estipuladas para que o reator atingisse o equilíbrio dinâmico aparente, quando, então, foi considerada encerrada a Fase 1.

Na Tabela 5.5. são apresentados os dados operacionais utilizados da entrada em operação durante a Fase 1, sendo importante ressaltar que a expansão do leito de CAG do reator experimental ocorreu em velocidades ascensionais menores do que as obtidas nos ensaios da Fase de Seleção B.

Tabela 5.5 : Dados Operacional Utilizados na Fase 1.

Período dias	CMB ₁ m ³ /h	CMB ₂ m ³ /h	TDH h	q	vasc m/h
0	17				
				Operação Variável	
18	22	5,3	12,1	5,8	2,28
23	29	4,6	12,1	6,7	2,63
30	38	6,6	14,5	4,7	2,20
39	45	-	14,5	-	-
46	58	6,6	14,5	4,7	2,20
59	67			Paralisação Total 1	
68	76	6,6	12,5	4,7	1,89
77	85	8,5	12,5	3,6	1,47
86	102			Paralisação Total 2	
103	119	10,0	25,0	3,1	2,50
120	134	10,0	15,0	3,1	1,50
135	148	10,0	8,5	3,1	0,85

5.3.2 Monitoramento

Ainda no início do experimento foi possível, por inspeção visual, verificar picos com rápido e expressivo aumento da vazão do esgoto sanitário; mudanças na coloração do esgoto sanitário, que apresentava em certos momentos tonalidades branca (tipo um leite de cal), cinzentas, azuladas e esverdeadas; e momentos com acentuada presença de materiais flotantes e restos de alimentos.

Em virtude da grande variação no aspecto visual do esgoto sanitário transportado no interceptor (CA Ø 600 mm), foi possível concluir que ocorria o lançamento de águas residuárias industriais em grande quantidade no sistema coletor.

Com isso, o Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP solicitou auxílio do Serviço de Água e Esgoto de São Carlos (SAAE) e da Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB) para identificar os possíveis pontos de lançamento dessas águas residuárias industriais e, com isso, desenvolver a pesquisa com maior conhecimento da procedência do substrato utilizado para alimentação da ETE.

Nas inspeções efetuadas pelos técnicos do SAAE e da CETESB foram observadas mudanças na coloração e na vazão do esgoto sanitário, sendo constatado o lançamento de águas residuárias industriais (alimentos) e comerciais (posto de gasolina, restaurantes, etc).

Com a realização das primeiras determinações laboratoriais foi possível classificar a composição do esgoto sanitário entre médio e forte, de acordo com a proposta de METCALF & EDDY (1991).

Carga Orgânica Volumétrica

Na Fase 1 foram observadas grandes modificações nos valores da carga orgânica volumétrica total (COV_T) e da carga orgânica volumétrica amostra filtrada (COV_{AF}) do esgoto gradeado, sendo verificadas COV_T entre 0,34 a 14,1 kg $DQO_T / m^3.d$ e de COV_{AF} entre 0,14 a 6,3 kg $DQO_{AF} / m^3.d$.

Em média a COV_{AF} correspondeu a 39,7% da COV_T no esgoto sanitário e a 64,0 % da COV_T no efluente do reator.

Nas Figura 5.19 e 5.20 são apresentados os valores de COV_T e COV_{AF} do esgoto gradeado e do efluente do reator, respectivamente, os quais tiveram grandes variações nos primeiros dias de operação.

Apesar da maior estabilidade dos valores de COV_T e COV_{AF} a partir do 103º dia de operação, somente os valores de COV_T no efluente foram diminuídos de acordo com a redução da velocidade ascensional.

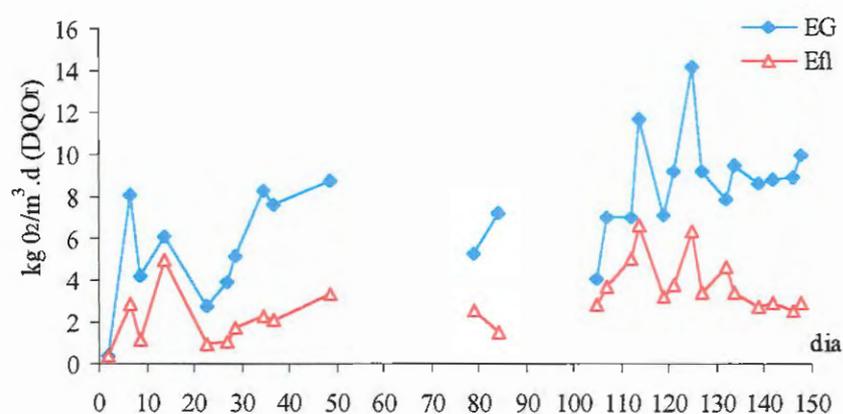


Figura 5.19: Valores de Carga Orgânica Volumétrica Total - COV_T do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator Durante a Fase 1.

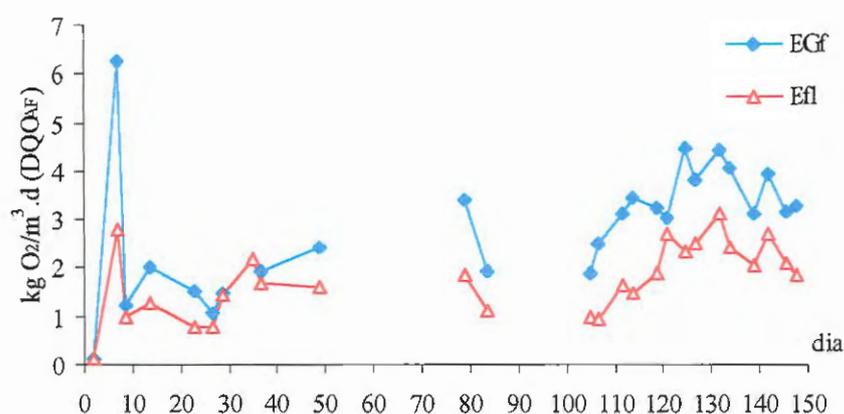


Figura 5.20: Valores de Carga Orgânica Volumétrica da Amostra Filtrada - COV_{AF} do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator Durante a Fase 1.

Na Fase 1 foram removidos em média $4,3 \text{ kg DQO}_T/\text{m}^3.\text{d}$ e $1,1 \text{ kg DQO}_{AF}/\text{m}^3.\text{d}$, o que indicou maior eficiência na remoção do material particulado.

Na Figura 5.21 são mostrados valores de cargas orgânicas volumétricas removidas, como COV_T e COV_{AF} , sendo possível constatar que no 7º dia de operação ocorreram significativas remoções de COV_T e COV_{AF} .

Durante a fase 1 foi percebido que os valores de COV_T removida foram próximos do obtido no 7º dia de operação, o que não ocorreu com os valores de COV_{AF} removida.

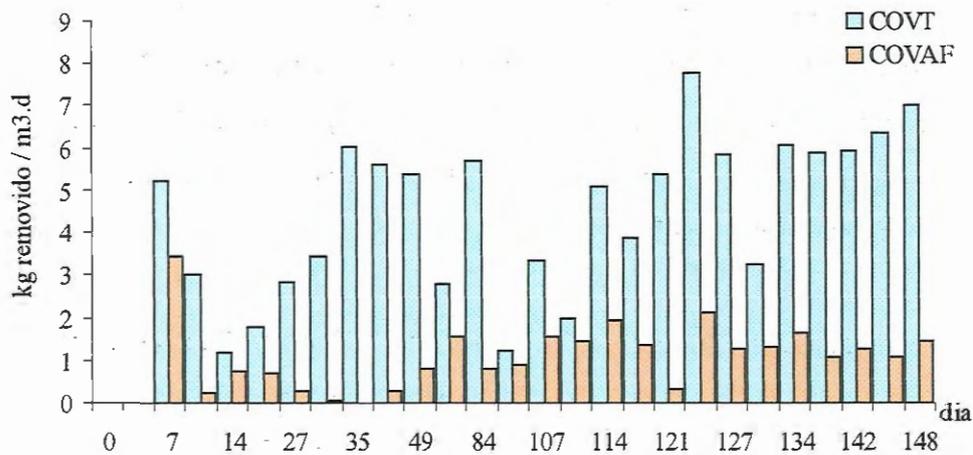


Figura 5.21: Carga Orgânica Volumétrica Removida expressa como DQO Total e da Amostra Filtrada.

Ainda na Figura 5.21 é possível verificar que a maior estabilidade de remoção de COV_T e COV_{AF} ocorreu entre o 135º e o 148º dia de operação do reator, quando na velocidade ascensional de 10,5 m/h foram obtidas remoções de 6,3 kg $DQO_T/m^3.d$ e 1,2 kg $DQO_{AF}/m^3.d$.

Demanda Química de Oxigênio - DQO

A remoção de DQO no início da operação do reator pode ser atribuída primeiramente à adsorção de moléculas orgânicas na superfície das partículas de carvão ativado, sendo, com o desenvolvimento dos consórcios de microrganismos na superfície dessas partículas, decorrente da ação dos microrganismos decompositores.

Contudo, é difícil afirmar com precisão o período em que ocorreu essa transição, DQO removida por adsorção para DQO metabolizada pelos microrganismos decompositores. Uma possível explicação pode ser obtida pela correlação com os ensaios de aderência realizados na Fase de Seleção A.

Nesses ensaios foi verificado que entre o 7º e o 21º dia já existia biomassa significativa nas partículas de carvão ativado. Assim, como suposição, por correlação optou-se por considerar que as remoções de DQO_T e DQO_{AF} por adsorção ocorreram até aproximadamente o 14º dia de operação do reator, sendo por metabolismo no restante da Fase 1.

Os valores médios de DQO_T removida no 7º e no 9º dia de operação foram 64,2% e 71,7 %, respectivamente, podem ser decorrentes da remoção inicial por adsorção. Essa hipótese é reforçada pela remoção de DQO_T ter diminuído para 19,1 % no 14º dia, o que, teoricamente, pode ser explicado pela diminuição dos sítios livres das partículas de CAG com o andamento da operação.

No caso de ser aceita essa explicação, então, o desenvolvimento dos agrupamentos de bactérias decompositoras somente ocorreu após o substrato ser adsorvido nas partículas de CAG.

Apesar dessa explicação ter caráter especulativo, é coerente com os resultados obtidos na Fase de Seleção A, nos quais a formação dos agrupamentos de bactérias foi identificada no 7º dia de experimento; e com as afirmações de STRONACH et al. (1986), de que a primeira etapa de formação do biofilme é o transporte de moléculas orgânicas e sua adsorção nas partículas suporte.

Nesse caso, a facilidade de obtenção do substrato adsorvido na superfície da partícula suporte deve ter facilitado a formação do biofilme nas partículas de CAG.

A remoção crescente de DQO_T entre o 23º ao 49º dia pode ser relacionada com a consolidação dos biofilmes. Porém, as paralisações dos CMBs provocaram redução na eficiência de remoção de DQO_T , em razão da interrupção da alimentação do substrato afluente e, provavelmente, pela alteração da biota do biofilme.

Apesar da operação do reator com velocidade ascensional constante no final da fase 1, o efluente do reator ainda apresentou valores de DQO_T superiores a 400

mg/l, o que representou remoção média de DQO_T de 40,7 % na velocidade de 19,8 m/h (105° ao 119° dia) e de 54,3% na velocidade de 14,1 m/h (120° ao 134° dia).

Os menores valores de DQO_T no efluente do reator ocorreram na velocidade ascensional de 10,5 m/h (134° ao 148° dia), sendo a DQO_T média do efluente de 293 mg/l, o que resultou na remoção média de 68,2% de DQO_T . Com isso, foi atendida uma das condições estabelecidas para o equilíbrio dinâmico aparente do reator.

Os valores de DQO_T e DQO_{AF} do esgoto gradeado e do efluente do reator são apresentados na Figuras 5.22 e 5.23, enquanto na Figura 5.24 são mostradas as remoções percentuais de DQO_T e DQO_{AF} durante a Fase 1.

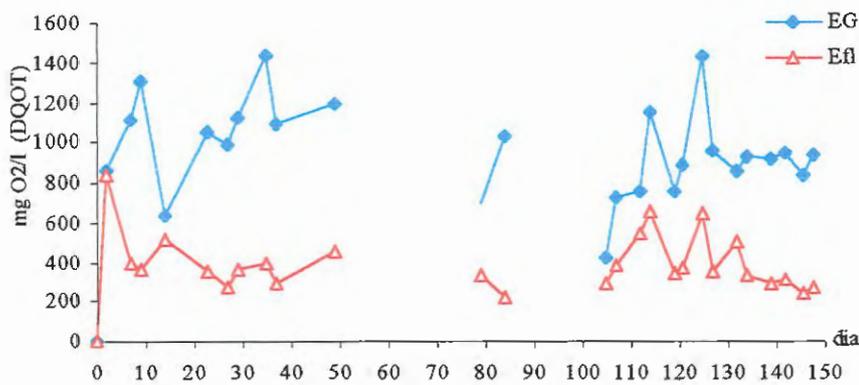


Figura 5.22: Valores de DQO Total do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator.

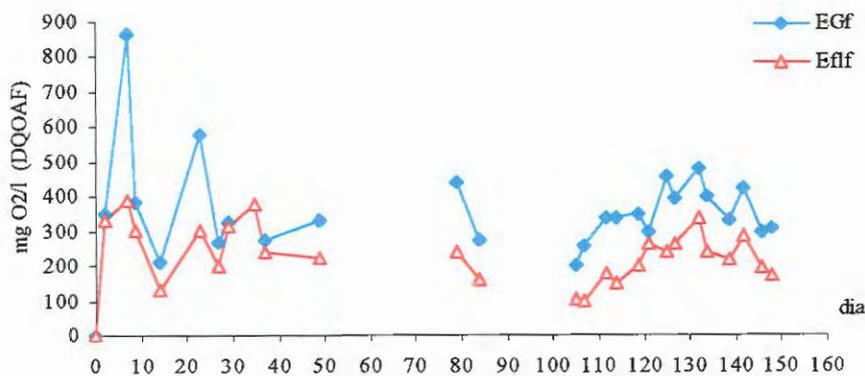


Figura 5.23: Valores de DQO da Amostra Filtrada do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator.

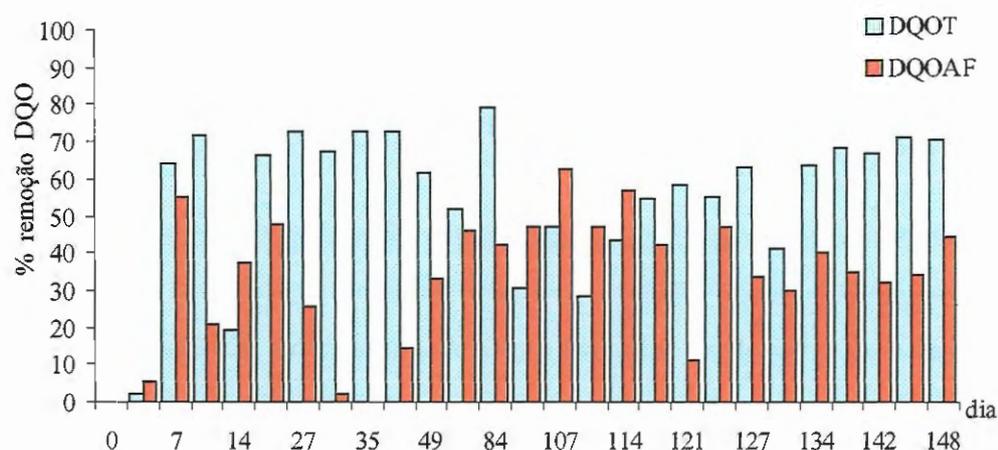


Figura 5.24: Remoção Percentual de DQO da Amostra Filtrada do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator.

Na Fase 1 foi obtida remoção média de DQO_T e DQO_{AF} de 56,3% e 35,7%, respectivamente, tendo o percentual de DQO_{AF} representado 39,7% da DQO_T do esgoto gradeado e 64,0 % da DQO_T do efluente do reator, conforme mostrado na Figura 5.25.

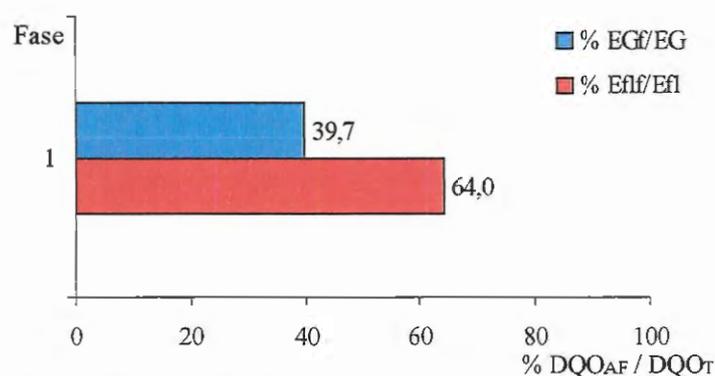


Figura 5.25: Relação Percentual entre os Valores de DQO_{AF} e de DQO_T do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator.

Uma rápida análise desses valores percentuais indica que a maior parte do material orgânico coloidal e dissolvido do esgoto gradeado não foi retida no reator.

Contudo, apesar dessa ser uma explicação aceitável, ainda existe a possibilidade de parte da DQO_{AF} do efluente ser formada por produtos liberados pelas bactérias decompositoras.

Uma terceira explicação seria que a ação química e enzimática transforma parte do material particulado, retido no reator, em material coloidal e dissolvido, porém sem que esse material solubilizado seja utilizado pelos microrganismos.

Provavelmente, as três explicações são complementares, já que parte dos compostos particulados do afluente deve ficar retida no leito de CAG, sofrendo ação de enzimas e de compostos químicos; parte dos compostos dissolvidos e coloidais deve atravessar o reator sem sofrer alteração; e a parcela do substrato afluente que sofre decomposição anaeróbia pode liberar sub-produtos dissolvidos do metabolismo bacteriano.

Os valores de DQO_T e DQO_{AF} foram monitorados em 4 (quatro) alturas da zona de reação do reator, conforme mostrado na Tabela 5.6.

Tabela 5.6 : Valores de DQO Total e DQO da Amostra Filtrada durante a Fase 1.

DQO	Valor	Pontos ao Longo da Zona de Reação					
		EG mg O ₂ /l	P 3,0 mg O ₂ /l	P 6,0 mg O ₂ /l	P 8,5 mg O ₂ /l	P 11,0 mg O ₂ /l	Efl mg O ₂ /l
DQO_T	Mínimo	425	2720	3620	3180	3230	218
	Médio	966	7828	7151	8811	7462	400
	Máximo	1442	19360	11880	14160	12780	838
DQO_{AF}	Mínimo	198	80	70	134	106	97
	Médio	368	320	268	312	260	237
	Máximo	865	1280	760	1030	760	388

Os resultados da Tabela 5.6 mostram que os valores de DQO_T no interior do reator foram significativamente maiores que os de DQO_{AF} , indicando grande retenção de partículas orgânicas presentes no esgoto sanitário, o que, naturalmente, pode resultar no crescimento de biomassa aderida no material retido.

A observação dos resultados demonstra que os valores de DQO são próximos nos pontos amostrados, o que indica a ocorrência de mistura parcial no interior do reator, conforme pode ser observado nas Figuras 5.26 e 5.27.

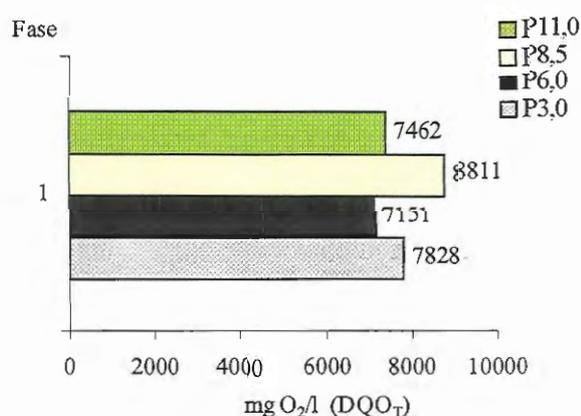


Figura 5.26: Valor Médio de DQO_T nos Pontos da Zona de Reação.

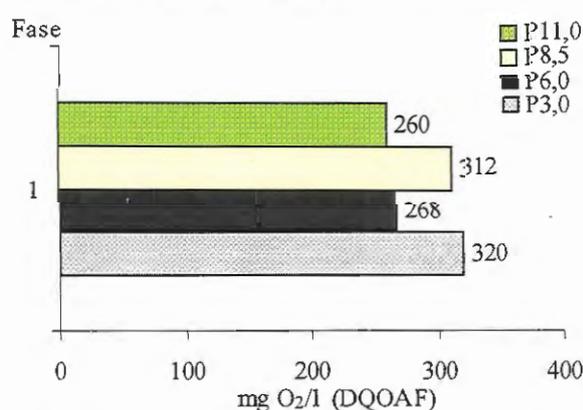


Figura 5.27: Valor Médio de DQO_{AF} nos Pontos da Zona de Reação.

Os valores elevados de DQO no efluente do reator podem ser explicados pelo arraste de compostos orgânicos particulados, dissolvidos e coloidais existentes acima do leito de CAG, especialmente quando empregadas as maiores velocidades ascensionais.

Temperatura

O esgoto gradeado e o efluente do reator tiveram temperatura média de 25 °C durante a Fase de Partida, tendo sido observadas variações entre 20 e 28 °C e entre 22 e 29 °C nas temperaturas do esgoto gradeado e do efluente do reator, respectivamente. A temperatura no interior do reator variou de 20 a 29 °C, sendo em média de 26 °C.

pH, Alcanidade e Ácidos Voláteis

Apesar de o pH ser uma das ferramentas que auxilia o monitoramento do processo de degradação anaeróbia, não pode ser adotado como exclusivo, em razão de rapidamente poder ser modificado.

Na Fase 1, e nas demais Fases Experimentais, foram monitorados em conjunto os valores de pH e as concentrações de alcalinidade total e de ácidos voláteis, já que a instabilidade do processo de degradação anaeróbia ocorre quando a capacidade tampão do meio não é suficiente para conter o aumento da concentração de ácidos voláteis, o que repercute nos valores de pH.

Nos primeiros dias de operação ocorreram grandes oscilações nos valores de pH, nas concentrações de alcalinidade total e nas concentrações de ácidos voláteis do esgoto gradeado e do efluente do reator, porém não sendo percebido de imediato odores desagradáveis.

No entanto, no decorrer da operação do reator foi constatado odor desagradável nas proximidades do reator, tendo o efluente do reator apresentado concentrações de alcalinidade bicarbonato à menores que 80 mg CaCO₃/l.

Além do inconveniente ambiental, os odores desagradáveis indicavam que o processo anaeróbio ocorria de forma desajustada. Por essa razão foi utilizada suspensão de bicarbonato de sódio para elevar a alcalinidade à bicarbonato do efluente em valores próximos a 100 mg/l, o que resultaria em massa líquida com capacidade tampão para evitar a ocorrência de rápidas quedas nos valores de pH.

Nas Figuras 5.28, 5.29 e 5.30 são mostradas as variações de pH e das concentrações de alcalinidade total (AT) e ácidos voláteis (AV) no esgoto sanitário e no efluente do reator durante a Fase 1 (Partida), sendo possível verificar que a partir do 110º dia de operação ocorreu maior estabilidade do processo, o que coincidiu com o controle mais rigoroso da velocidade ascensional no interior do reator.

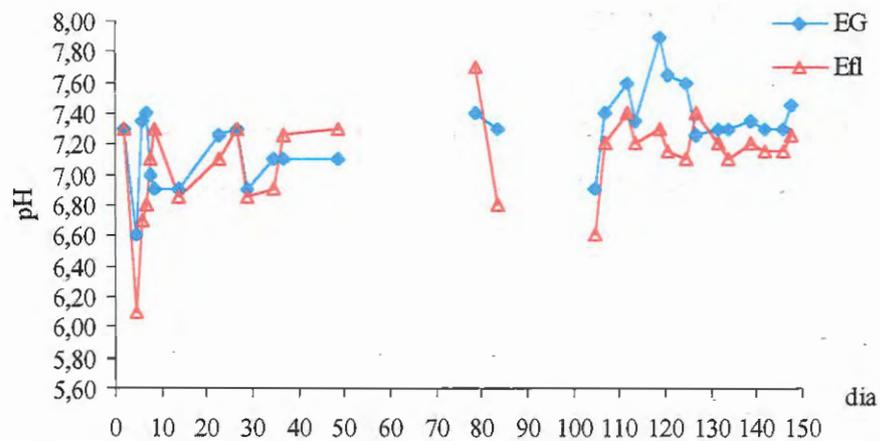


Figura 5.28: Valores de pH do Esgoto Gradeado (EG) e do Efluente do Reator (Efl).

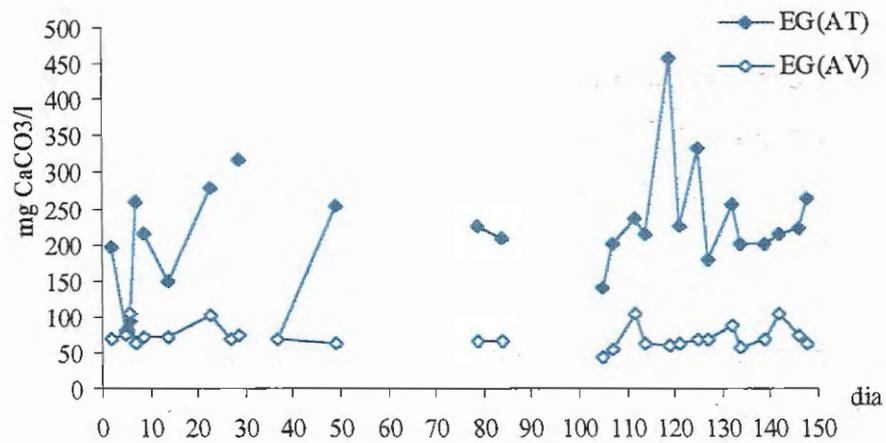


Figura 5.29: Concentrações de Alcalinidade Total e de Ácidos Voláteis do Esgoto Gradeado (EG).

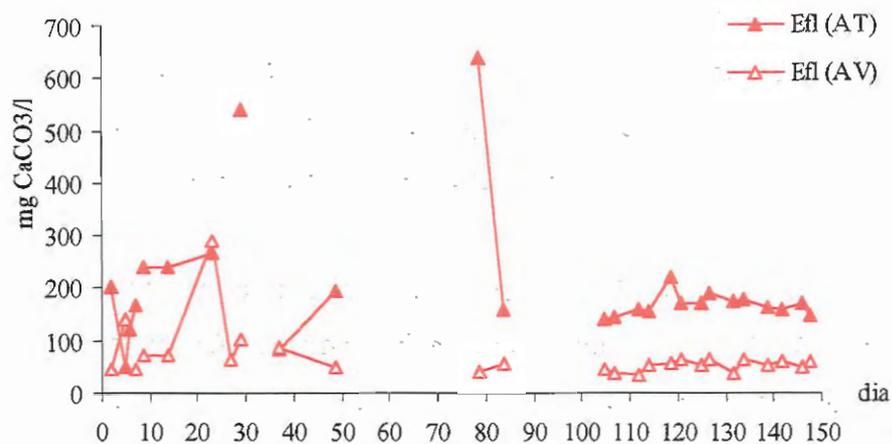


Figura 5.30: Concentrações de Alcalinidade Total e de Ácidos Voláteis do Efluente do Reator (Efl).

No 5º dia de operação ocorreu a primeira alteração no processo anaeróbio relacionada em razão do aumento da concentração de ácidos voláteis, tendo o efluente do reator apresentado valores de 6,1 de pH, 142 mg CaCO₃/l de ácidos voláteis e 21 mg CaCO₃/l de alcalinidade à bicarbonato.

É importante observar que nesse dia a composição do esgoto gradeado teve diminuição da concentração de alcalinidade à bicarbonato (56 mg CaCO₃/l), aumento da concentração de ácidos voláteis (75 mg CaCO₃/l) e valor de pH da ordem de 6,60, o que pode ter contribuído para a desestabilização do ambiente interior do reator.

O aumento da concentração de ácidos no esgoto gradeado e a presença de bactérias que iniciam a formação dos biofilmes podem explicar a acidificação do meio, sendo que essa desestabilização justificou a utilização da suspensão de bicarbonato de sódio (4,0 a 8,0 kg por dia) para aumentar a capacidade tampão da massa líquida.

No entanto, no 23º dia ocorreu outra instabilidade no processo anaeróbio, tendo sido observada concentração de ácidos voláteis de 288 mg/l no efluente do reator. Dessa vez o esgoto sanitário apresentou concentração de alcalinidade à bicarbonato (196 mg CaCO₃/l) superior a de ácidos voláteis (101 mg CaCO₃/l), o que dificultou a explicação de que a acidificação do meio decorria do afluente (esgoto gradeado).

Essa grande concentração de ácidos voláteis no efluente do reator ocasionou o aumento da dosagem de bicarbonato de sódio (15,0 a 20,0 kg por dia), bem como, a redução da vazão de esgoto gradeado para 4,6 m³/h.

Esse aumento na dosagem de produto químico foi adequado, pois no 29º dia ocorreu diminuição na concentração de ácidos voláteis e aumento na concentração de alcalinidade à bicarbonato no efluente do reator, tendo sido determinadas concentrações de 75 mg CaCO₃/l de ácidos voláteis e de 168 mg CaCO₃/l de alcalinidade à bicarbonato. Após esse período, o efluente do reator teve alcalinidade

à bicarbonato maior que a alcalinidade de ácidos voláteis, o que indicou estabilidade do processo anaeróbio.

Com a estabilidade do ambiente interno do reator foi diminuída a dosagem de Bicarbonato de Sódio até 4,0 kg por dia e aumentada a vazão do CMB 1.

Assim, no restante da fase 1 foi observada estabilidade dos valores de pH, alcalinidade e ácidos voláteis no efluente do reator, independente da paralisação dos CMBs, o que pode ser explicado pela controle diária da alcalinidade total.

Além disso, a aplicação de bicarbonato de sódio deve ter contribuído para a rápida estabilidade da biota anaeróbia nas retomadas de operação dos CMBs, que foram paralisados nas atividades de manutenção e de construção da rede de esgoto.

Na Tabela 5.7 são mostrados os valores mínimos, médios e máximos de pH, alcalinidade e ácidos voláteis observados no esgoto gradeado e no efluente do reator, sendo também apresentados os valores dos pontos do interior do reator, os quais somente foram monitorados a partir do 37º dia.

Tabela 5.7 : Intervalos de pH, Valores de Alcalinidade à Bicarbonato (AB) e Valores de Ácidos Voláteis (AV) durante a Fase 1.

Parâmetro	Valor	Pontos ao Longo da Zona de Reação					
		E G	P 3,0	P 6,0	P 8,5	P 11,0	Efl
pH	Mínimo	6,60	6,00	6,75	6,70	6,65	6,60
	Máximo	7,90	7,40	7,35	7,45	7,30	7,70
Alcalinidade	Mínimo	41	35	34	32	29	21
Bicarbonato (mg CaCO ₃ /l)	Médio	150	119	111	105	106	124
	Máximo	361	175	180	175	155	505
Ácidos Voláteis (AV) (mg CaCO ₃ /l)	Mínimo	43	43	46	43	46	35
	Médio	70	70	68	68	67	67
	Máximo	106	104	83	98	98	288

Os intervalos de pH e os valores médios de alcalinidade total e de ácidos voláteis não tiveram grandes variações nos pontos acima do leito de CAG, o que

pode ser decorrente da mistura da massa líquida ao longo do reator. Os valores médios de ácidos voláteis acima do leito de CAG são mostrados na Figura 5.31.

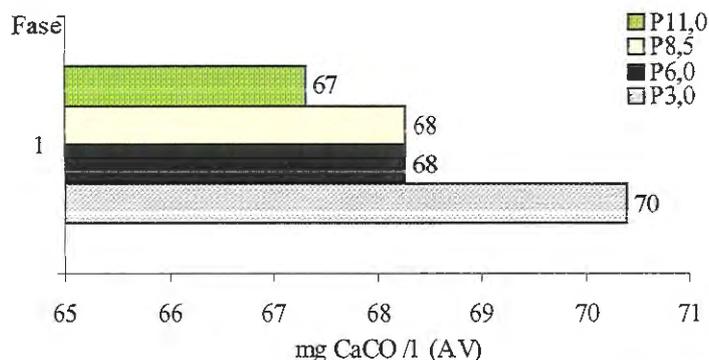


Figura 5.31: Concentrações de Ácidos Voláteis na Zona de Reação.

Como a concentração de ácidos voláteis não foi muito diferente nos pontos P_{3,0}; P_{6,0}; P_{8,5} e P_{11,0} e as partículas de CAG não atingiram esses pontos; provavelmente o escoamento da massa líquida foi mais próximo do tipo mistura completa.

Contudo, ainda é possível considerar que a atividade dos consórcios de microrganismos aderidos em partículas trazidas pelo esgoto, com densidade menor do que a das partículas de CAG e em constante mistura na parte superior da zona de reação, tenham facilitado a ocorrência dos valores próximos de ácidos voláteis.

Essa hipótese pode ser fortalecida pelas partículas de areia, arroz, milho, etc presentes nas amostras coletadas nos pontos instalados a 6,0; 8,5 e 11,0 m na zona de reação. Por outro lado, não se pode afirmar que a simples presença dessas partículas garanta a presença e atividade de microrganismos.

No caso dessa explicação ser aceita, ainda existe a possibilidade das duas hipóteses serem complementares, ou seja, na zona de reação existir mistura da massa líquida e microrganismos ativos aderidos em outras partículas, as quais estariam em suspensão acima do leito de CAG.

Biogás

O monitoramento da composição do biogás somente foi iniciado no 22º dia de operação, conforme mostrado na Figura 5.32.

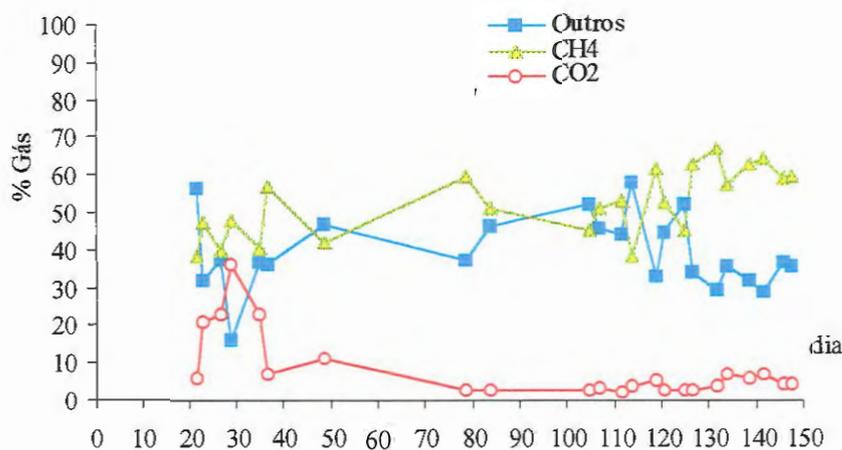


Figura 5.32: Variação da Composição Percentual do Biogás na Fase 1.

A composição média do biogás foi de 38,2 % de metano, 5,6 % de CO₂ e 56,2 % de outros gases no 22º dia de operação, o que indicou que as interações da biota anaeróbica ainda não estavam completamente estabilizadas.

O aumento do percentual de CO₂ no biogás no 23º dia coincidiu com valores instáveis de pH, diminuição da concentração de alcalinidade total e aumento da concentração de ácidos voláteis no efluente do reator. Apesar do aumento significativo no percentual de CO₂ para 22,8%, o percentual de CH₄ manteve praticamente o mesmo valor do dia anterior (40,1%).

Entre o 22º e o 29º dia de operação foi observada diminuição na relação CH₄/CO₂ (6,8 no 22º dia; 2,3 no 23º dia; 1,8 no 27º dia; e 1,3 no 29º dia), o que confirmou a grande instabilidade do processo anaeróbico nesse período.

Apesar de intensificada a aplicação da suspensão de bicarbonato de sódio, no 27º dia ocorreu percentual de CO_2 de aproximadamente metade do percentual de metano (22,8 % CO_2 e 40,1 % CH_4).

Essa instabilidade do processo anaeróbio foi ainda aumentada no 29º dia, sendo observado 36,1% de CO_2 no biogás, o que correspondeu a 3/4 do percentual de CH_4 (47,7 %) no biogás..

Com a aplicação continuada da suspensão de bicarbonato de sódio anaeróbia foram sendo minimizados os efeitos adversos da instabilidade da biota, tendo a composição do biogás no 37º dia apresentado valores de 57,1 % de CH_4 e 6,9 % de CO_2 .

Durante a primeira paralisação do CMB_1 (30 dias) não ocorreram variações significativas nos percentuais dos gases das amostras coletadas no 49º e o 79º dia de operação.

No retorno da operação normal do reator, entre o 79º e o 112º dia, foi grande a relação do percentual de CH_4 com o percentual de CO_2 , conforme pode ser observado na Figura 5.33, o que indicou que o ambiente do reator estava favorável para o desenvolvimento das bactérias metanogênicas.

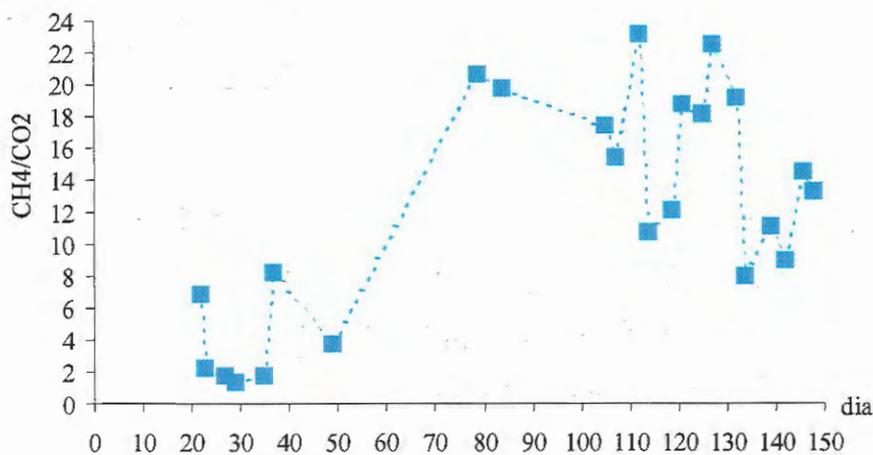


Figura 5.33: Variação da Relação CH_4/CO_2 na Fase 1

Apesar da segunda paralisação dos CMBs, entre o 84° e o 104° dia, foram obtidos valores percentuais de CO₂ no biogás menores que 3% e de metano próximos a 50,0%. Uma possível hipótese para explicar esses valores é que com a paralisação na entrada do substrato (esgoto sanitário) devem ter ocorrido outra(s) rota(s) de degradação anaeróbia, as quais ao utilizarem parte do CO₂ presente no meio, evitariam a acidificação e aumentariam o percentual de outros gases. Contudo, ainda não existe fundamento teórico para validar essa explicação.

O retorno da operação dos CMBs no 105° dia ocorreu com 3 (períodos) de velocidade ascensional constante, tendo sido observados os maiores valores percentuais de CH₄ no biogás quando a velocidade ascensional foi de 10,5 m/h, conforme pode ser verificado na Tabela 5.8.

Tabela 5.8 : Valores Percentuais Mínimo, Médio e Máximo de Gases Formadores do Biogás.

Período (dias)	Vasc (m/h)	CH ₄ (%)	CO ₂ (%)	Outros (%)	CH ₄ /CO ₂
22 - 104	Variável	47,1 38,2 - 59,8	14,6 2,6 - 36,1	38,3 16,2 - 56,2	7,4 1,3 - 20,6
105 - 119	19,8	49,9 38,5 - 61,7	3,4 2,3 - 5,1	46,7 33,2 - 57,9	15,7 10,7 - 23,2
120 - 134	14,1	57,0 45,4 - 67,1	3,7 2,5 - 7,1	39,2 29,4 - 52,1	17,3 8,1 - 22,5
134 - 148	10,5	61,5 59,3 - 64,2	5,3 4,1 - 7,1	33,2 28,7 - 36,6	12,0 9,0 - 14,5
Fase 1		52,4 38,2 - 67,1	8,2 2,3 - 36,1	39,4 16,2 - 57,9	12,2 1,3 - 23,2

A coincidência do aumento do percentual de CH₄ com a redução da velocidade ascensional indicou que as condições hidrodinâmicas estão relacionadas com a estabilidade da biota, razão para, nas demais fases experimentais, serem empregadas rotinas operacionais constantes.

Desde o 120° e o 134° dia de operação (vasc de 14,1 m/h) foi atendida a segunda condição para estabelecimento do equilíbrio dinâmico aparente no reator, já que os valores percentuais de CH₄ foram acima de 55% e a relação CH₄/CO₂ foi

maior que 5. Na Figura 5.34 são mostrados os valores percentuais médios de CH_4 , CO_2 e outros gases durante a Fase 1.

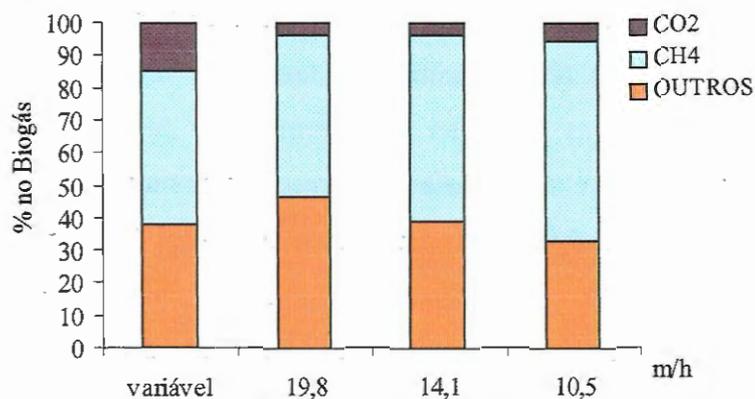


Figura 5.34: Composição do Biogás em Diferentes Velocidades Ascensionais Durante a Fase 1.

Sólidos

A concentração de sólidos totais (ST) no efluente apresentou valores menores que os verificados no esgoto gradeado na maior parte da Fase 1, porém tendo ocorrido alguns carregamentos de partículas para a zona de saída, o que reduziu a clarificação do efluente do reator. Na Figura 5.35 são mostradas as variações nas concentrações de ST no esgoto gradeado e no efluente do reator.

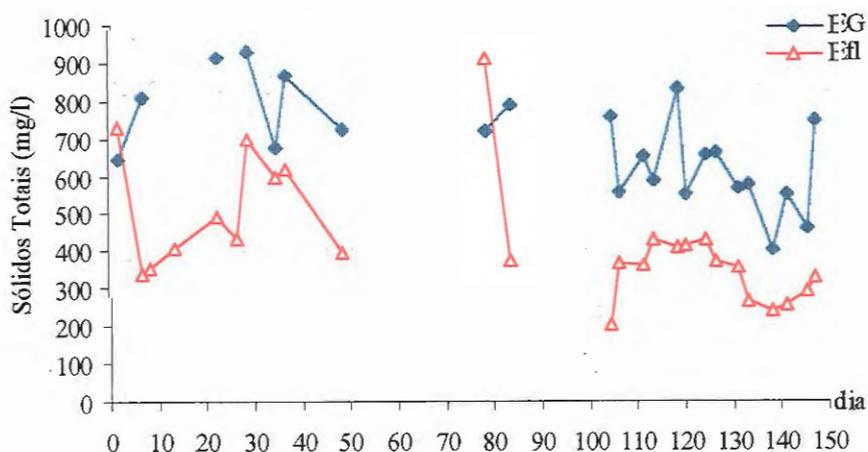


Figura 5.35: Concentrações de Sólidos Totais no Esgoto Gradeado (EG) e no Efluente do Reator (Efl) na Fase 1.

Os valores de sólidos totais tiveram grande variação no esgoto gradeado (410 a 932 mg/l) e no efluente do reator (208 a 917 mg/l) durante a Fase 1. Essas elevadas concentrações de ST no efluente resultaram em baixa eficiência do reator, que foi em média de 36,2%.

Nas amostras do 2º e 79º dia foram obtidas concentrações de SST no efluente maiores do que as do afluente. Como esses dias foram próximos à entrada em operação dos CMBs, provavelmente ocorreu carreamento das partículas menos densas retidas no leito de CAG ou em suspensão na massa líquida, porém sendo rapidamente estabilizada a concentração de SST no interior do reator.

Contudo, em razão da operação variável nos 10 primeiros dias e da paralisação dos CMBs no 84º dia, não foi possível avaliar se o carreamento de sólidos ainda continuaria ou se ocorreu apenas arraste das partículas de menor densidade.

Assim, a distribuição estratificada das partículas no interior do reator seria uma possível explicação para os picos de sólidos suspensos no 2º e 79º dia, o que facilitaria o carreamento do material menos denso quando do aumento da velocidade ascensional após o leito de CAG (vasc).

Essa explicação é importante quando se considera que o carreamento de SST modifica as remoções de ST, o qual também é dependente do comportamento dos SDT.

Durante a Fase 1 foram observadas remoções médias de ST de 25,1% em diferentes velocidades (1º ao 104º dia); 45,7% na vasca de 19,8 m/h (105º ao 119º dia); 38,8% na vasca de 14,1 m/h (120º ao 134º dia); e 46,3% na vasca de 10,5 m/h (135º ao 148º dia).

Entre o 120º e o 134º dia, a redução do percentual removido de ST não acompanhou a redução da velocidade ascensional, o que é explicado pela maior concentração de sólidos dissolvidos no efluente, o que ainda será comentado.

A estratificação de ST em diferentes posições (altura) do reator também foi verificada, sendo observado comportamento compatível em relação a diminuição da vasc, conforme mostrado na Figura 5.36.

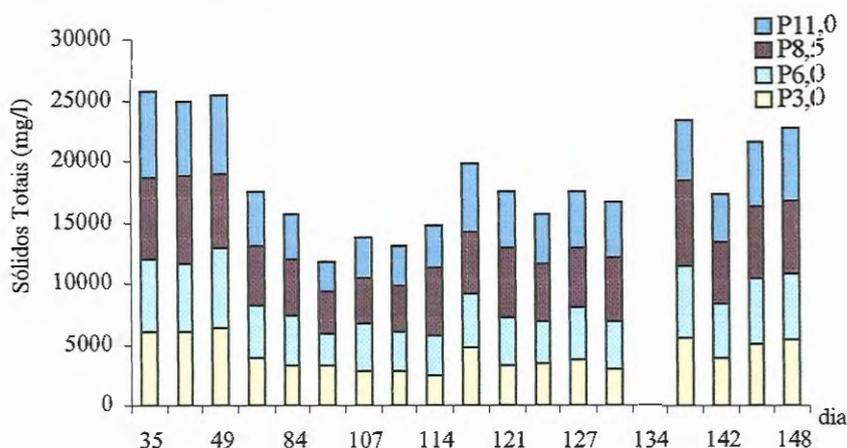


Figura 5.36: Concentração de Sólidos Totais na Zona de Reação Durante a Fase 1.

As menores concentrações de ST no interior do reator ocorreram quando foi mantida a velocidade ascensional de 19,8 m/h, o que pode indicar a ocorrência de carreamento de sólidos no efluente.

A diminuição da velocidade ascensional para 14,1 m/h resultou em aumento na concentração dos ST no interior do reator, o mesmo ocorrendo quando foi empregada a velocidade ascensional de 10,5 m/h.

De outro modo, durante toda a Fase 1 foram observadas concentrações elevadas de SDT no efluente do reator, o que indica que a redução da velocidade ascensional não evitou a saída dos compostos coloidais e dissolvidos do reator, conforme pode ser verificado nas Figuras 5.37 e 5.38.

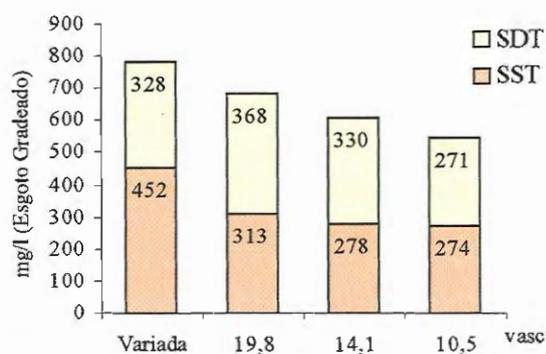


Figura 5.37: Concentração Média de Sólidos Suspensos e Sólidos Dissolvidos no Esgoto Gradeado na Fase 1.

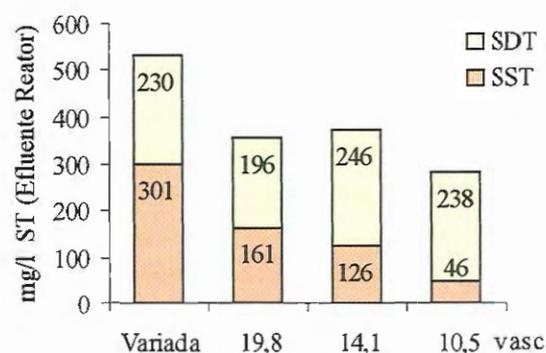


Figura 5.38: Concentração Média de Sólidos Suspensos e Sólidos Dissolvidos no Efluente do Reator na Fase 1.

A composição dos sólidos totais no esgoto sanitário praticamente não teve alteração no final da Fase 1, sendo formada por valores aproximados de SST e SDT.

Apesar da diminuição da velocidade ascensional ter sido efetiva para reduzir a concentração de SST no efluente, não teve o mesmo efeito nos SDT, que tiveram concentrações elevadas no efluente durante toda a Fase 1. Com isso, a maior parcela dos sólidos totais no efluente do reator foi decorrente dos SDT.

As concentrações de SST no esgoto gradeado e no efluente do reator apresentaram grande variação durante a Fase 1, conforme mostrado na Figura 5.39.

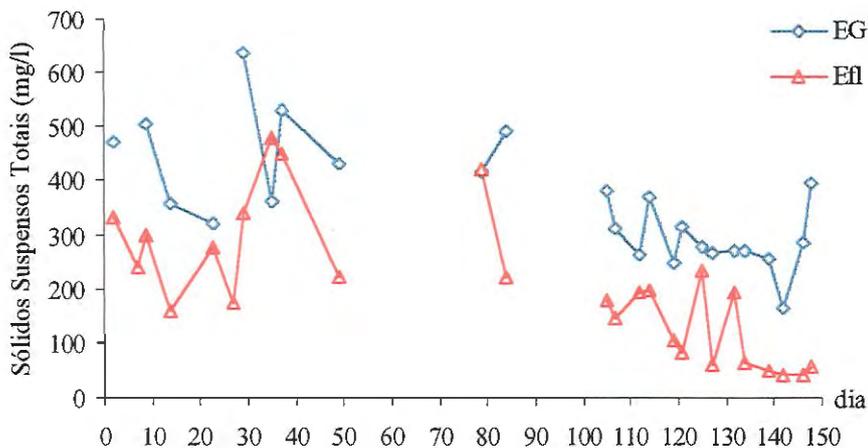


Figura 5.39: Concentrações de Sólidos Suspensos Totais no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator na Fase 1.

Em média foram observadas remoções de SST na Fase 1 de 27,1% entre o 1° e o 104° dia (diferentes vasc); 48,0% entre o 105° e 119° dia (19,8 m/h); 54,4% entre o 120° e o 134° dia (14,1 m/h); e 82,0% entre o 135° e o 148° dia (10,5 m/h).

Da mesma forma que nas concentrações de ST no interior do reator, o aumento da concentração de SST coincidiu com a diminuição da vasc, conforme mostrado na Figura 5.40.

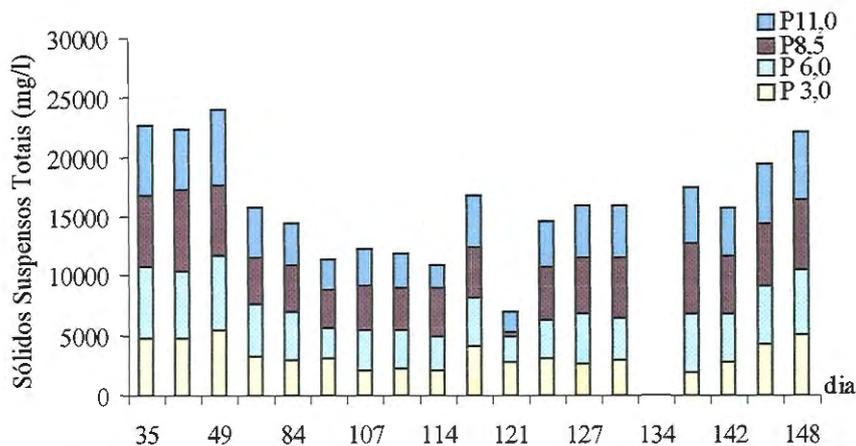


Figura 5.40: Concentrações de Sólidos Suspensos Totais na Zona de Reação.

Os valores aproximados nas concentrações de SST no interior do reator também indicaram boa mistura da massa líquida, bem como, despertaram dois

aspectos. Primeiro se nos SST ocorria fixação de microrganismos que complementavam a degradação do substrato em seguida a atividade do leito de CAG. De outra forma, se os SST deveriam ser removidos para evitar que eventuais carregamentos prejudicassem a qualidade do efluente do reator. Provavelmente ocorriam essas duas coisas, sendo muito difícil definir qual predominava.

Desse modo, a redução da velocidade ascensional foi positiva, pois reduziu o carregamento de SST no efluente e, simultaneamente, não deve ter alterado a eventual presença de microrganismos aderidos. Contudo, a redução na vasc não modificou as concentrações de SDT no efluente, conforme mostrado na Figura 5.41.

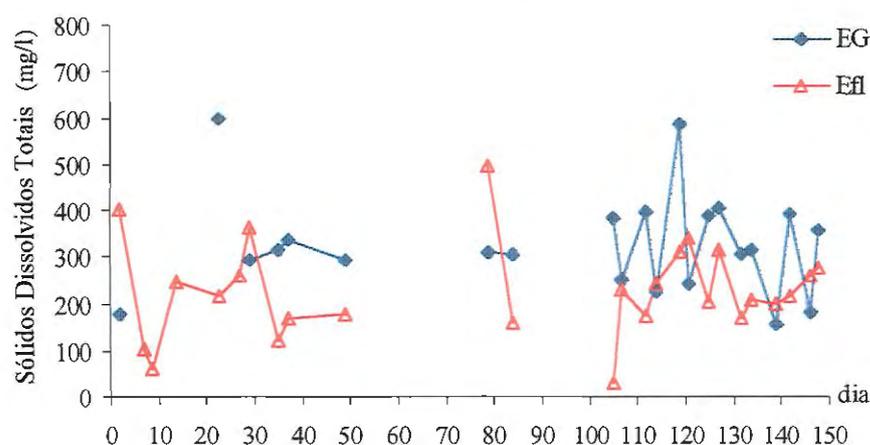


Figura 5.41: Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator na Fase 1.

Durante a Fase 1 foi possível verificar que os SDT no efluente foram superiores aos do esgoto gradeado em muitos dias, tendo em média sido observadas remoções de 6,3% entre o 1° e o 104° dia; 39,5% entre o 105° e o 119° dia; 21,7% entre o 120° e o 134° dia; e -0,9% entre o 135° e o 148° dia.

Essas pequenas remoções de SDT demonstraram que o reator não era apropriado para remover sólidos dissolvidos, sendo que parte dos sólidos dissolvidos podem ter sido excretados pelos microrganismos decompositores, resultado da solubilização de sólidos suspensos ou liberado durante o metabolismo dos microrganismos decompositores.

Na Figura 5.42 são mostradas as concentrações de SDT no interior do reator, as quais foram menores que 10,0% das concentrações de ST, o que, naturalmente, demonstra que os SDT não ficaram retidos no interior do reator durante a Fase 1.

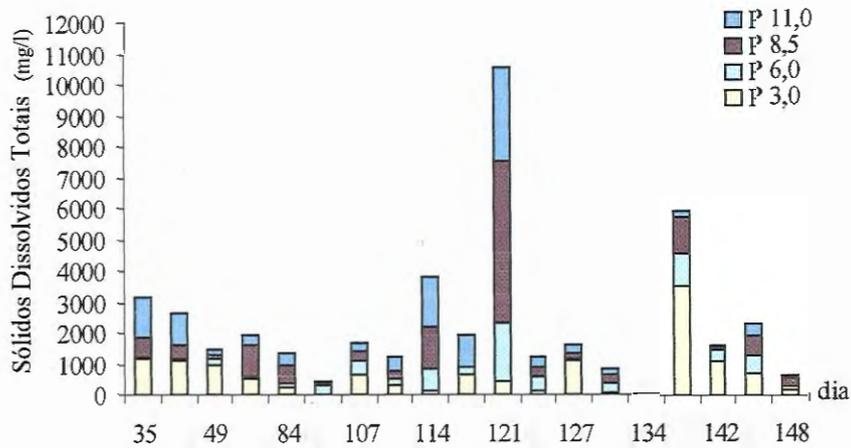


Figura 5.42: Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais na Zona de Reação.

Apesar de ser percebido que o reator não foi apropriado para remover SDT, a redução da vasc teve grande importância na remoção dos sólidos sedimentáveis, conforme pode ser observado na Figura 5.43.

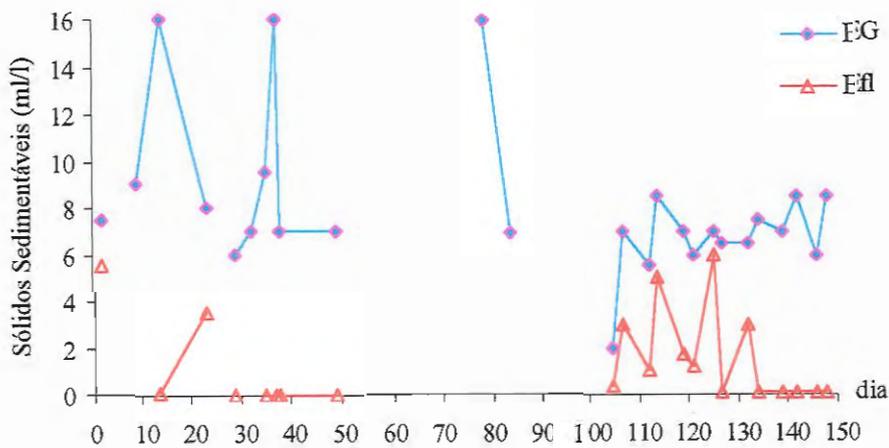


Figura 5.43: Sólidos Sedimentáveis no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator na Fase 1.

Provavelmente, a maior parte dos SST não são facilmente sedimentáveis, tendo parte desses SST ficando retida no interior do leito de CAG ou em suspensão na zona de reação. No caso de terem ficado em suspensão seriam removidos junto com o lodo de excesso. Na Figura 5.44 são mostradas os valores médios de sólidos sedimentáveis no interior do reator.

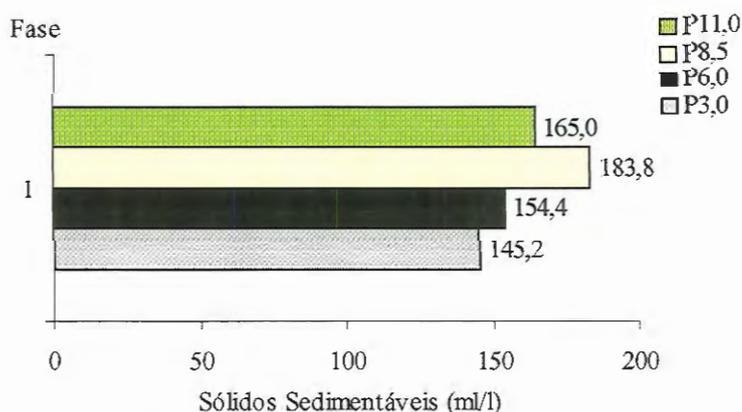


Figura 5.44: Distribuição dos Sólidos Sedimentáveis na Zona de Reação.

Em que pese as grandes concentrações de SDT no efluente, as observações das concentrações de ST e SST e do volume de sólidos sedimentáveis demonstraram que as melhores remoções ocorreram no final da Fase 1, conforme pode ser observado na Tabela 5.9.

Tabela 5.9 : Valores Médios dos Sólidos no Efluente Durante a Fase 1.

Período dias	vasc m/h	ST mg/l	SST mg/l	SDT mg/l	Sol.Sed ml/l
1 - 104	Variável	532	301	230	1,3
105 - 119	19,8	358	161	196	2,2
120 - 134	14,1	371	126	246	2,1
134 - 148	10,5	284	46	238	0,2
Fase 1		429	201	228	1,4

Somente na velocidade ascensional de 10,5 m/h é que foi atendida a terceira condição para o equilíbrio dinâmico aparente no reator, pois a remoção média de 82% de SST foi superior ao valor estabelecido (70%).

Solúveis em Hexano, Compostos de Fósforo, NTK e DBO

No final da Fase 1 (112 ao 146º dia) foram realizadas determinações semanais de solúveis em hexano, fósforo total, fósforo solúvel, NTK, cloretos e DBO. Essas determinações foram realizadas para melhor conhecimento do desempenho do reator quando operado com diferentes velocidades ascensionais (19,8 m/h, 14,1 m/h e 10,5 m/h).

Com a diminuição da velocidade ascensional ocorreu aumento na concentração de material solúvel em hexano no interior do reator (Ponto 6,0), porém a concentração no efluente do reator ainda oscilou de forma acentuada, conforme pode ser observado nas Figuras 5.45e 5.46.

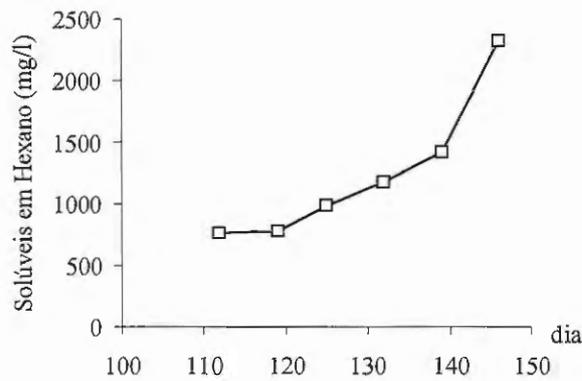


Figura 5.45: Concentrações de Compostos Solúveis em Hexano no Ponto 6,0.

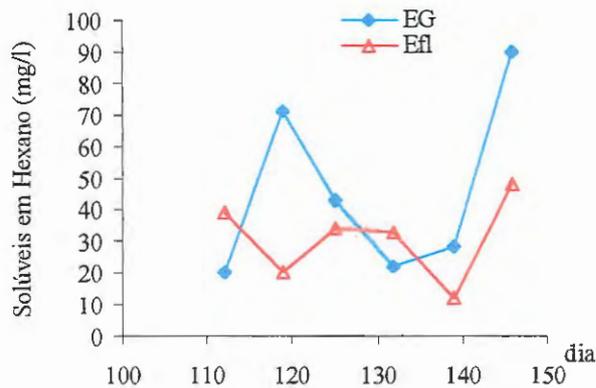


Figura 5.46: Concentrações de Compostos Solúveis em Hexano no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.

Na vasc de 10,5 m/h foram obtidos os melhores remoções de solúveis em hexano, tendo sido observadas concentrações de 12 e 48 mg/l no efluente, o que correspondeu as remoções de 57,1 e 46,7 %, respectivamente.

As concentrações de DBO, fósforo total e NTK no interior do reator também aumentaram com a redução da velocidade ascensional para 10,5 m/h. Contudo, o aumento dessas concentrações no interior do reator não evitou o carreamento das mesmas no efluente do reator, conforme mostrado nas Figuras 5.47 (a e b), 5.48 e 5.49.

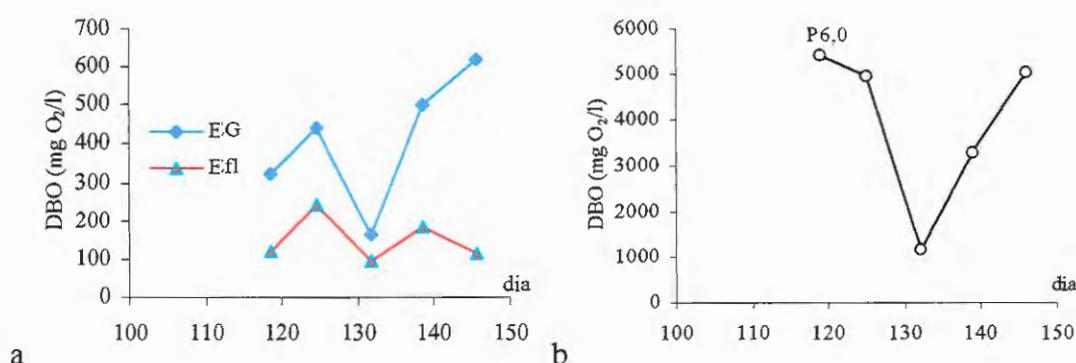


Figura 5.47: Concentrações de DBO no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator (a) e , no Interior do reator (b) na Fase 1.

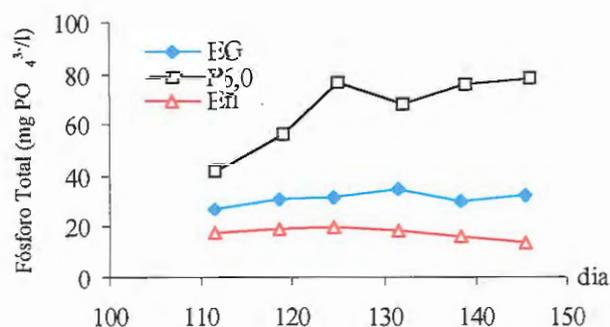


Figura 5.48: Concentrações de Fósforo Total no Esgoto Gradeado, no Interior do reator e no Efluente do Reator na Fase 1.

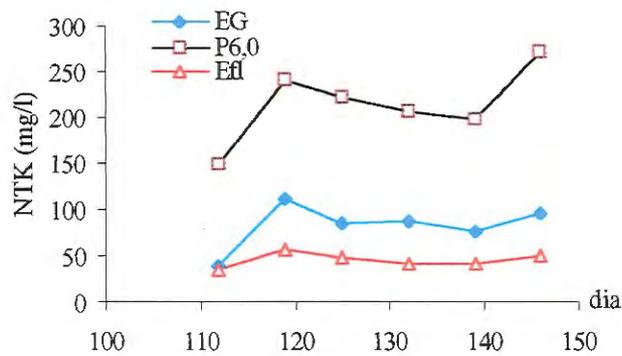


Figura 5.49: Concentrações de NTK no Esgoto Gradeado, no Interior do reator e no Efluente do Reator na Fase 1.

Provavelmente, a redução da velocidade ascensional favoreceu a retenção de material particulado no interior do reator, porém não foi significativa para reter materiais solúveis.

Essa pequena remoção de materiais solúveis já foi mostrada nos resultados apresentados de DQOAF e de sólidos totais dissolvidos, podendo ainda ser ratificado pelas concentrações de fósforo solúvel e de cloretos apresentadas nas Figuras 5.50 e 5.51.

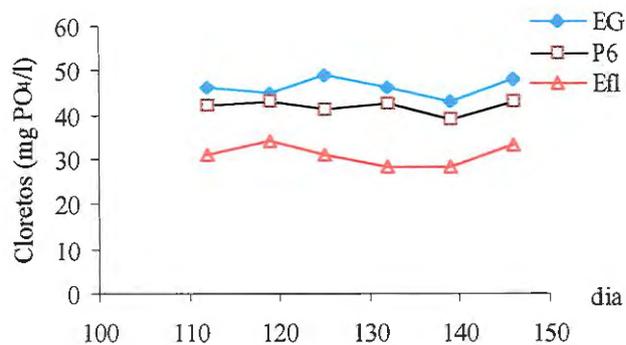


Figura 5.50: Concentrações de Cloretos no Esgoto Gradeado, no Interior do reator e no Efluente do Reator na Fase 1.

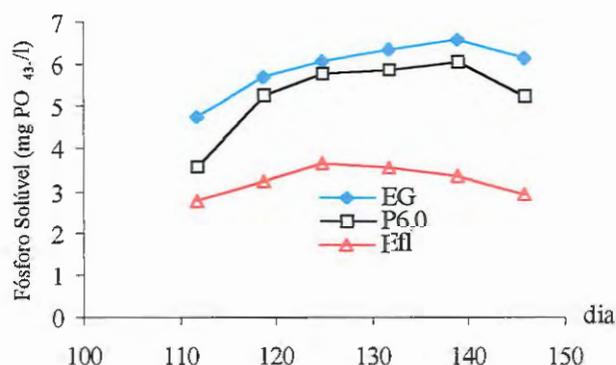


Figura 5.51: Concentrações de Fósforo Solúvel no Esgoto Gradeado, no Interior do reator e no Efluente do Reator na Fase 1.

Na Tabela 5.10 pode ser observado que as menores concentrações de Materiais Solúveis em Hexano, Compostos de Fósforo, retos e DBO no efluente do reator ocorreram quando foi empregada velocidade ascensional de (10,5 m/h).

Tabela 5.10: Concentrações no Efluente do Reator de Materiais Solúveis em Hexano, Compostos de Fósforo, NTK, Cloretos e DBO na Fase 1.

Período dias	Vasc m/h	Sol Hex mg/l	P Total mg PO ₄ ³⁻ /l	P Solúvel mg PO ₄ ³⁻ /l	DBO mg O ₂ /l	Cloretos mg/l	NTK mg/l
01 - 111							não foram realizadas determinações
112 - 119	19,8	29,5	19,0	3,0	120	33	45
120 - 134	14,1	33,5	19,7	3,7	168	30	45
134 - 148	10,5	30,0	15,4	3,2	148	31	46
Fase 1		31,0	18,0	3,3	150,4	30,8	45,2

Como na velocidade ascensional de 10,5 m/h ocorreram os melhores resultados da Fase de Partida, bem como, foram atendidas as condições para o equilíbrio dinâmico aparente do reator (remoções de DQO_T maior que 60%; biogás acima de 55% de CH₄ no biogás e relação CH₄/CO₂ maior que 5; e remoções de SST acima de 70 %), optou-se pela finalização da Fase 1 (de Partida), sendo, então, iniciada a Fase 2.

5.4. Fases Experimentais

5.4.1. Rotina Operacional

Em razão das condições operacionais terem sido bastante modificadas na Fase 1, optou-se pela utilização de rotinas operacionais constantes nas demais fases experimentais, para facilitar a comparação dos resultados.

Com o controle diário das horas de funcionamento dos CMBs foi possível perceber que o escoamento de esgoto sanitário, na tubulação 600 mm da Bacia Coletora do Tijuco Preto, foi diminuído em alguns períodos da madrugada.

Isso ocorreu principalmente no início da Fase 2, quando foram registradas paralisações por alguns minutos do CMB₁, o qual era automaticamente desligado no nível mínimo de esgoto gradeado no poço úmido.

O tempo de operação e a vazão do CMB₁ durante as Fases experimentais são apresentados na Figura 5.52.

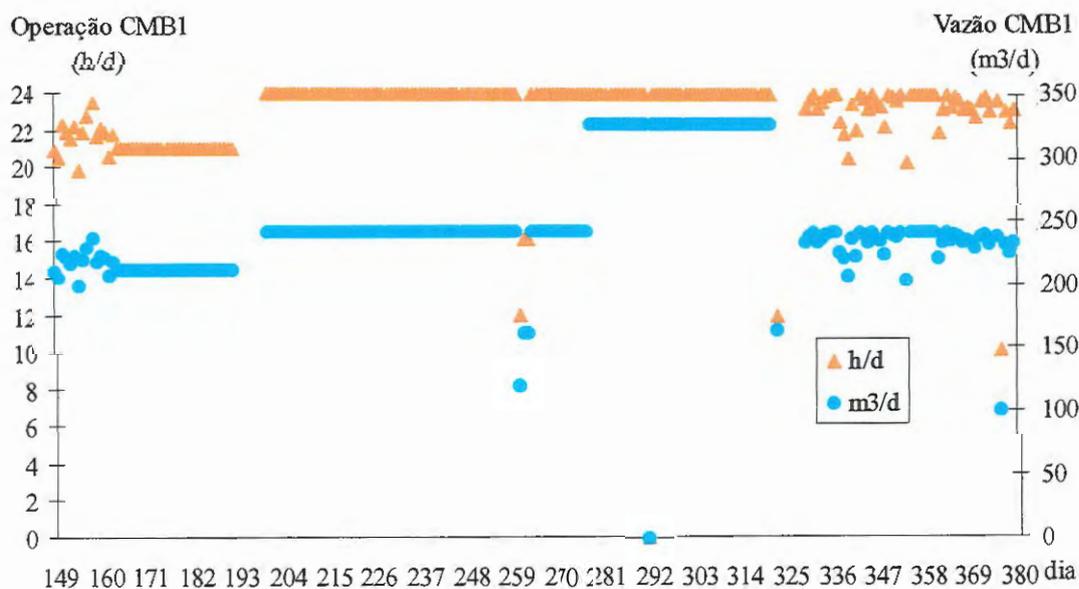


Figura 5.52 : Vazão e Tempo de Operação do Conjunto Moto-Bomba de Esgoto Gradeado (CMB₁).



Como pode ser observado na Figura 5.52, os menores tempos de operação do CMB₁ ocorreram nos dias 261, 263, 323 e 377, em razão da realização de serviços de limpeza e manutenção nas unidades e equipamentos da ETE.

Na Tabela 5.11 são mostradas as horas e a vazão média de operação dos CMBs 1 e 2 durante as fases experimentais.

Tabela 5.11: Operação dos Conjuntos Moto-Bombas 1 e 2 Durante as Fases Experimentais.

Fase	Dias	CMB ₁			CMB ₂		
		Operação dias	Média h/d	Média m ³ /d	Operação dias	Média h/d	Média m ³ /d
2	51	44	21,23	212,3	51	24,00	204,0
3	78	78	23,64	236,4	78	24,00	204,0
4	14	14	24,00	326,4	14	24,00	204,0
5	38	31	23,61	321,1	36	24,00	204,0
6	51	50	23,09	230,9	50	23,75	201,8

A vazão média do CMB₁ foi de 10,0 m³/h nas Fases 2, 3 e 6 e de 13,6 m³/h nas Fases 4 e 5, enquanto o CMB₂ operou com vazão média de 8,5 m³/h da Fase 2 até a Fase 6. Essa rotina operacional permitiu a utilização das velocidades ascensionais média após o leito de CAG (vasc) de 10,5 m/h nas Fases 2, 3 e 6 e de 12,5 m/h nas Fases 4 e 5, conforme pode ser observado na Figura 5.53.

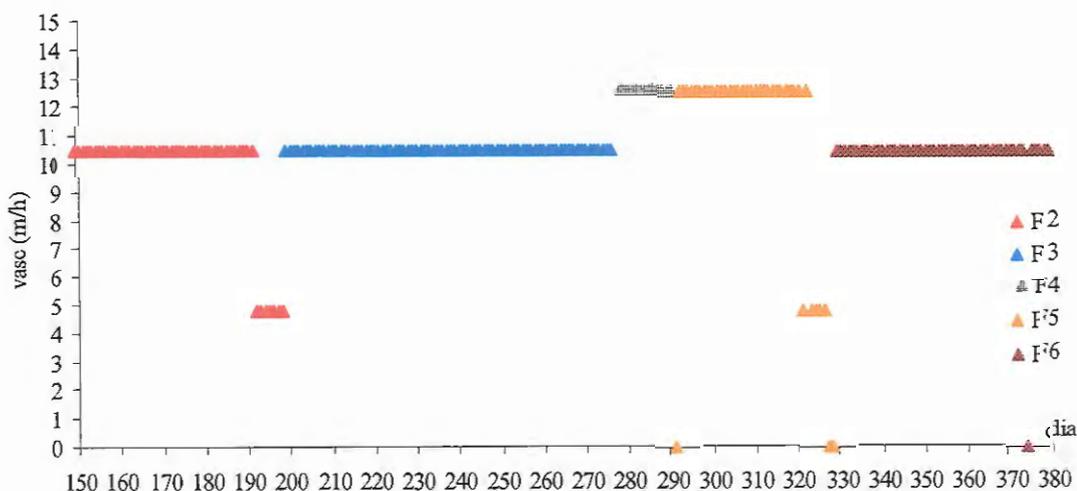


Figura 5.53: Velocidade Ascensional Após o Leito Suporte de CAG (vasc) Durante as Fases Experimentais.

A paralisação do CMB₁ no final das Fases 2 e 5 reduziu a velocidade ascensional para 4,8 m/h, pois na operação ficou apenas o CMB₂. Além disso, a necessidade de manutenção dos CMBs 1 e 2 obrigou a paralisação de ambos nos dias 328, 329 e 375.

No 291º dia ocorreu a paralisação dos CMBs por 8,0 horas para colocação dos 2.000 kg de CAG, sendo reiniciada a operação com as mesmas condições operacionais anteriores, ou seja, vazões de 13,6 m³/h e 8,5 m³/h no CMB₁ e no CMB₂, respectivamente.

Na Tabela 5.12 são mostrados os valores das rotinas operacionais utilizadas nas Fases 2, 3, 4, 5 e 6.

Tabela 5.12 : Rotina Operacional nas Fases 2; 3; 4; 5 e 6.

Período dia	Período dia	CMB1 m ³ /h	CMB2 m ³ /h	TDH h	Q _{REC} /Q _{EG}	vasc m/h	
149	192	10,0	8,5	3,2	0,85	10,5	
193	199	0,0	8,5	-	-	4,8	
200	277	10,0	8,5	3,2	0,85	10,5	
278	291	13,6	8,5	2,4	0,63	12,5	
292	322	13,6	8,5	2,4	0,63	12,5	
323	327	0,0	8,5	-	-	4,8	
328	329	Paralisação Total 3					
330	374	10,0	8,5	3,2	0,85	10,5	
375	375	Paralisação Total 4					
376	380	10,0	8,5	8,5	0,85	10,5	

Como pode ser observado na Tabela 4.11, na maioria do tempo a velocidade ascensional foi mantida de forma controlada e uniforme, o que, naturalmente, assegurou maior confiabilidade para os resultados do monitoramento.

5.4.2. Monitoramento

A evolução do desempenho operacional e a variação da eficiência do tratamento durante a pesquisa serão apresentados na forma de gráficos e tabelas para facilitar a comparação dos resultados.

O afluente do reator teve algumas alterações durante a pesquisa, sendo utilizado o esgoto gradeado na Fase 2 e o efluente da unidade preliminar de remoção de sólidos (UPRS) nas Fases 3; 4; 5 e 6.

Carga Orgânica Volumétrica

As variações das cargas orgânicas volumétricas total (COV_T) e da amostra filtrada (COV_{AF}) do esgoto gradeado (EG), do efluente da unidade preliminar de retenção de sólidos (EGs) e do efluente do reator (Efl) são apresentadas nas Figuras 5.54 e 5.55

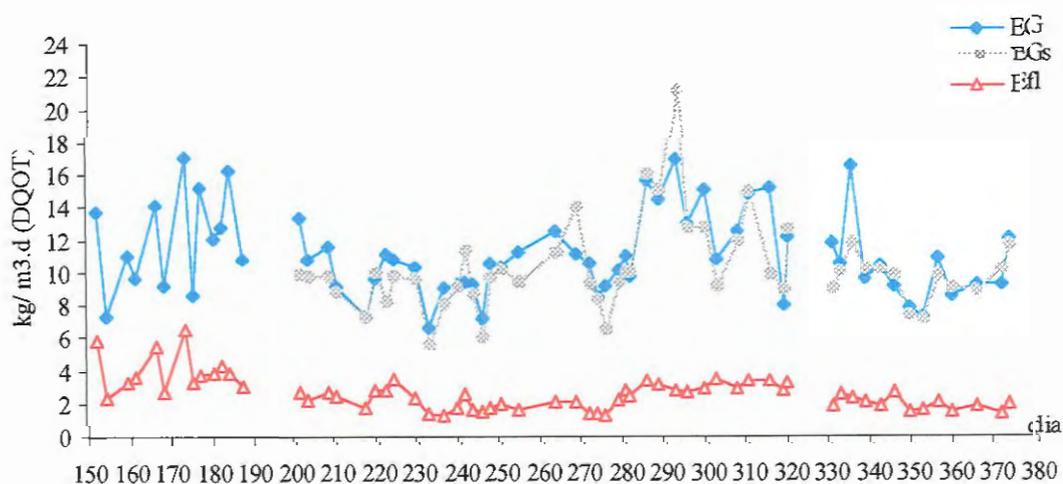


Figura 5.54: Valores de Carga Orgânica Volumétrica Total, expressos como DQO_T , no esgoto gradeado, no efluente da unidade preliminar de retenção de sólidos e no efluente do reator.

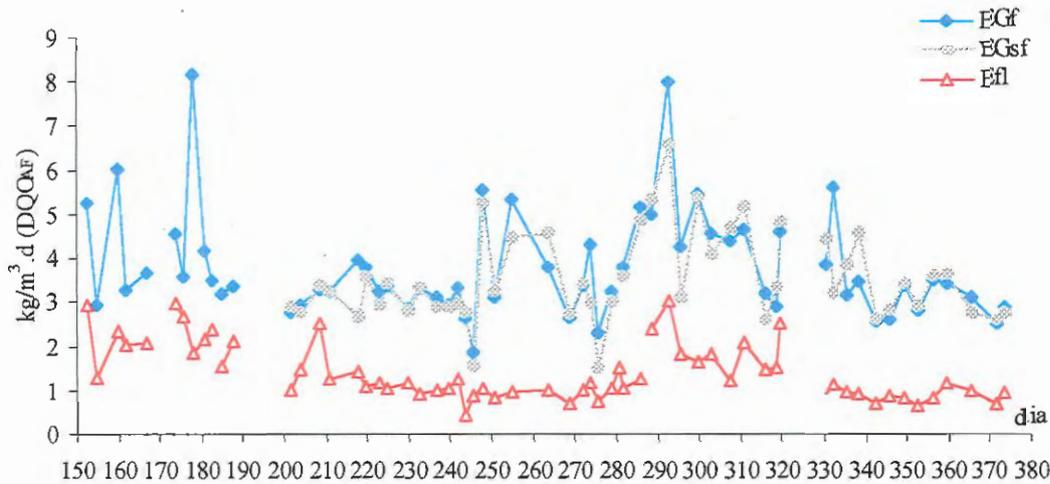


Figura 5.55: Valores de Carga Orgânica Volumétrica da Amostra Filtrada, expressos como DQO_{AF} , no esgoto gradeado, no efluente da unidade preliminar de retenção de sólidos e no efluente do reator.

Na Fase 2 foram observadas COV_T médias no esgoto gradeado e no efluente do reator de $12,1 DQO_T/m^3.d$ e $4,0 kg DQO_T/m^3.d$, respectivamente, o que resultou na remoção média de $8,2 kg DQO_T/m^3.d$.

A parcela da COV_{AF} foi de aproximadamente 35% da COV do esgoto sanitário e de 56% no efluente do reator, o que demonstrou que no reator não ocorria remoção na mesma proporção dos materiais sólidos e dissolvidos.

A COV no esgoto sanitário variou de $7,3$ a $17,1 kg DQO_T/m^3.d$ e no efluente do reator de $2,4$ e $6,5 kg DQO_{AF}/m^3.d$ durante a Fase 2, porém, em alguns dias o efluente teve altos valores de COV , o que demonstrou que somente estabilizar a vasc em $10,5 m/h$ não seria suficiente para garantir a regularidade na eficiência do tratamento.

Nessa Fase 2 foram observadas remoções médias de carga orgânica volumétrica de 67,2% de COV_T e 45,8% de COV_{AF} .

Na Fase 3 foram observadas reduções de 9,0 % da COV_T e 6,0 % da COV_{AF} na unidade preliminar de remoção de sólidos (UPRS), o que contribuiu para aumentar a remoção média no reator para 77,6% COV_T e 63,7% de COV_{AF} .

Com isso, a remoção global da ETE (UPRS + Reator) foi em média de 79,5 % de COV_T e 66,5 % de COV_{AF} , demonstrando a importância da instalação da UPRS.

O aumento da vazão de alimentação na Fase 4 resultou na remoção de 9,4 kg $DQO_T/m^3.d$ na ETE. Apesar disso, o efluente do reator apresentou aumento de 37,2 % na COV_T e de 33,9% na COV_{AF} em relação aos valores observados na Fase 3. Em média foram observados valores de COV_T de 2,8 kg $DQO_T/m^3.d$ e de COV_{AF} de 1,4 kg $DQO_{AF}/m^3.d$ no efluente do reator durante a Fase 4.

Na tentativa de aumentar a eficiência do reator, mantendo a rotina de operação da Fase 4, foram colocados mais 2.000 kg de partículas de CAG na Fase 5. Contudo não foram conseguidas melhores resultados, tendo em média o efluente do reator ainda apresentado COV_T de 3,1 kg $DQO_T/m^3.d$ e COV_{AF} de 1,9 kg $DQO_{AF}/m^3.d$ na Fase 5.

A redução da velocidade ascensional para 10,5 m/h na Fase 6 propiciou as melhores remoção de COV, tendo o efluente em média COV_T de 1,9 kg $DQO_T/m^3.d$ e COV_{AF} de 0,9 kg $DQO_{AF}/m^3.d$.

Assim, na Fase 6 foram removidos em média 5,7 % de COV_T e - 0,4 % de COV_{AF} na UPRS e 80,2% de COV_T e 71,5 % de COV_{AF} no reator, o que resultou na remoção global da ETE de 81,0% de COV_T e de 71,5% de COV_{AF} . O valor negativo COV_{AF} na UPRS decorre do carreamento de compostos que estavam retidos nessa unidade.

Os valores mínimo, médio e máximo de COV_T e COV_{AF} observados durante as fases experimentais são apresentados na tabela 5.13.

Tabela 5.13: Valores de COV expressos como DQO Total e DQO da Amostra Filtrada.

Fase	COV _T			COV _{AF}		
	EG kg/m ³ d	EGs kg/m ³ d	Efl kg/m ³ d	EG kg/m ³ d	EGs kg/m ³ d	Efl kg/m ³ d
2	12,1 7,3 – 17,1	-	4,0 2,4 – 6,5	4,3 2,9 – 8,2	-	2,2 1,3 – 3,0
3	10,0 6,6 – 13,3	9,1 5,5 – 14,0	2,0 1,3 – 3,5	3,3 1,8 – 5,5	3,1 1,5 – 5,3	1,1 0,4 – 2,5
4	12,2 9,7 – 15,6	12,1 9,4 – 16,0	2,8 2,3 – 3,4	4,3 3,2 – 5,2	4,2 3,0 – 5,4	1,4 1,0 – 2,4
5	13,2 8,0 – 16,9	12,7 8,9 – 21,1	3,1 2,6 – 3,5	4,7 2,9 – 8,0	4,4 2,6 – 6,6	1,9 1,2 – 3,0
6	10,4 7,4 – 16,6	9,8 7,4 – 12,0	1,9 1,4 – 2,6	3,3 2,6 – 5,6	3,3 2,6 – 4,6	0,9 0,7 – 1,2

* EG.....esgoto gradeado

** EGs...efluente unidade preliminar de retenção de sólidos

*** Efl..... efluente do reator anaeróbio de leito expandido

**** valores médios são os superiores, sendo mostrados os valores extremos logo abaixo.

Os valores de COV_{AF} na UPRS devem ser analisados com cuidado, já que não ocorre remoção negativa, mas sim arraste de material anteriormente retido nessa unidade. Contudo, a importância dessa unidade pode ser constatada na análise dos valores médios removidos de COV, conforme mostrado na Tabela 5.14.

Tabela 5.14: Percentuais Médios de Remoção de COV, como DQO_T e DQO_{AF}, Durante as Fases Experimentais.

Fase	COV _T			COV _{AF}		
	UPRS %	Reator %	ETE %	UPRS %	Reator %	ETE %
2	-	67,2	67,2	-	45,8	45,8
3	8,3	77,6	79,5	6,4	63,7	66,5
4	1,5	76,5	76,9	2,6	66,7	67,2
5	3,7	74,2	75,8	5,4	55,9	58,6
6	5,5	80,2	81,0	- 0,7	71,5	71,5

Durante a pesquisa foi possível verificar que a falta de manutenção e a sobrecarga hidráulica na UPRS provocavam carreamento de materiais sólidos

retidos, ocasionando acúmulos indevidos no poço úmido 1 e, com isso, a entrada desse material no reator durante a operação do CMB₁.

Nos períodos em que ocorreram esses carregamentos de partículas foi diminuída a qualidade do efluente do reator, o que justificou as limpezas quinzenais da UPRS e o maior controle na abertura da comporta de esgoto sanitário (afluente da UPRS).

Durante o experimento também foi observado que a relação COV_{AF} / COV_T foi em média 30% no esgoto gradeado e no efluente da UPRS, tendo porém aumentado para 50% no efluente do reator, conforme pode ser observado na Figura 5.56.

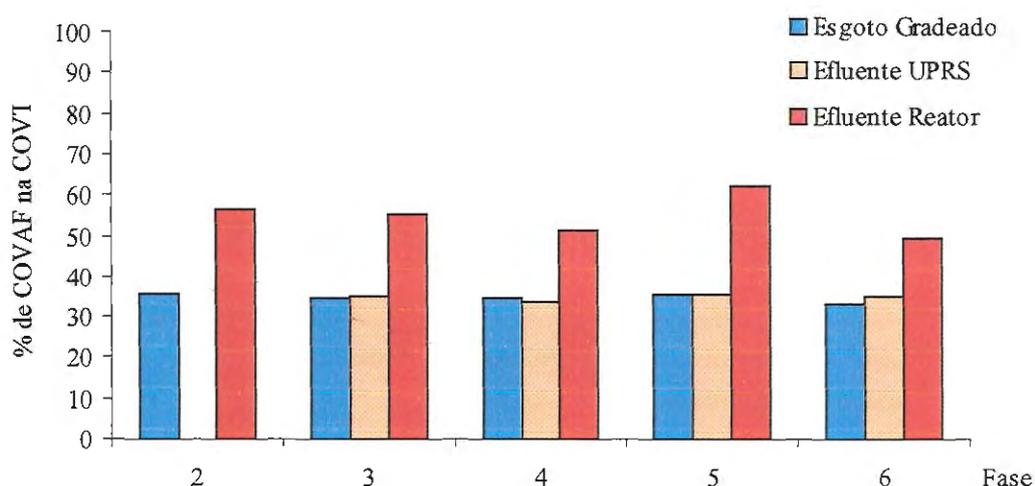


Figura 5.56: Percentual da Carga Orgânica Volumétrica Expressa como DQO da Amostra Filtrada (DQO_{AF}) na Carga Orgânica Total Expressa como DQO Total (DQO_T).

Os maiores valores da relação COV_{AF} / COV_T no efluente do reator indicam que foi instável e pequena a remoção de compostos solúveis e coloidais presentes no afluente, sendo possível imaginar que no interior do reator foram liberados produtos solúveis durante a degradação biológica, seja em razão das reações enzimáticas e químicas ou dos produtos excretados pelos microrganismos decompositores. Contudo, independente da explicação, foi confirmada que esse tipo de reator também não é adequado para remoção de compostos solúveis e coloidais.

DQO

O esgoto gradeado apresentou valores elevados de DQO durante todas as fases experimentais, o que caracterizou a ocorrência de lançamento de efluentes industriais na Bacia Coletora de Esgoto do Tijuco Preto, além dos esgotos sanitários.

Os valores de DQO_T e DQO_{AF} do esgoto gradeado, do efluente da UPRS e do efluente do reator são mostrados nas Figuras 5.57 e 5.58, respectivamente.

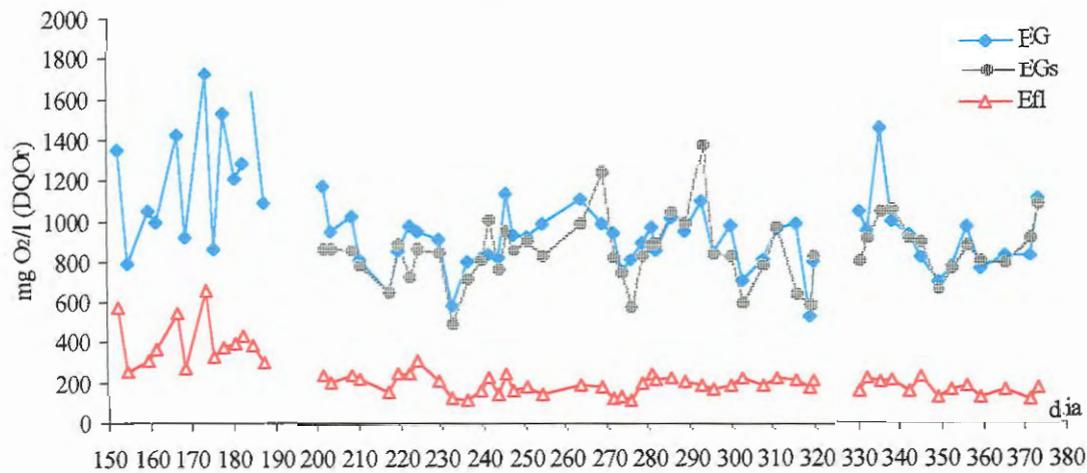


Figura 5.57: Valores da Demanda Química Total (DQO_T) no esgoto gradeado, no efluente da unidade preliminar de remoção de sólidos UPRS e no Efluente do Reator.

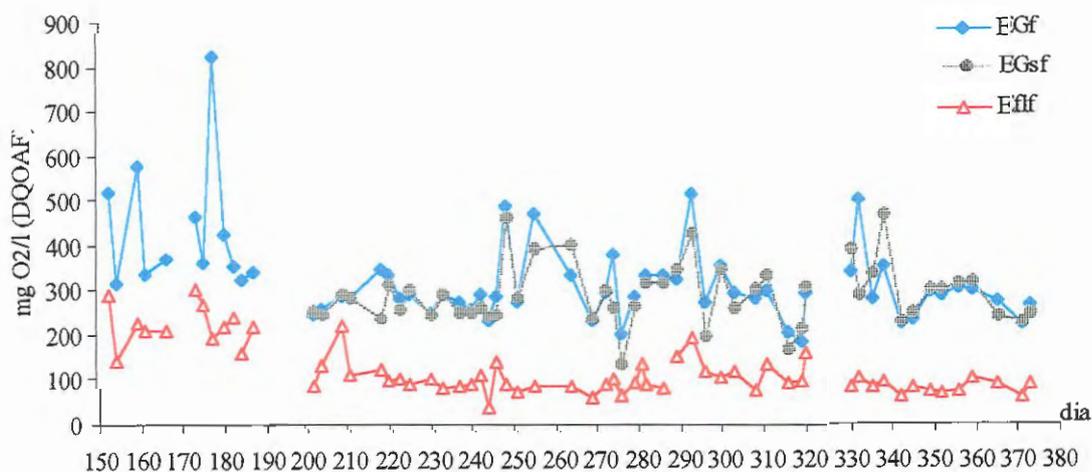


Figura 5.58: Valores da Demanda Química da Amostra Filtrada (DQO_{AF}) no esgoto gradeado, no efluente da unidade preliminar de remoção de sólidos UPRS e no Efluente do Reator.

Os valores médios de DQO_T e DQO_{AF} foram, respectivamente, 1221 mg/l e 433 mg/l na Fase 2; 901 mg/l e 301 mg/l na Fase 3; 936 mg/l e 321 mg/l na Fase 4; 855 mg/l e 303 mg/l na Fase 5; e 944 mg/l e 303 mg/l na Fase 6.

Nas Figuras 5.57 e 5.58 é possível verificar que, normalmente, ocorreram reduções dos valores de DQO na UPRS, porém, em certos dias o efluente dessa unidade teve valores de DQO superiores aos valores do esgoto gradeado, o que indicava necessidade de limpeza da unidade, para evitar carreamento de material retido; ou que precisava ser regulada a abertura da comporta de esgoto sanitário.

Essa situação foi percebida de forma mais intensa para a DQO_{AF} , especialmente nas Fases 4 e 5, quando a maior abertura da comporta do canal de acesso à ETE, para permitir a operação do CMB_1 com vazão de 13,6 m³/h, aumentou a vazão na UPRS e, com isso, diminuiu a eficiência dessa unidade.

Os valores de DQO_T e DQO_{AF} do efluente do reator apresentaram maior variação nas Fase 2; 4 e 5, tendo os melhores resultados ocorrido na Fase 6.

No efluente do reator foram observados valores médios de DQO_T e DQO_{AF} , respectivamente, de 399 mg/l e 221 mg/l na Fase 2; 184 mg/l e 98 mg/l na Fase 3; 216 mg/l e 111 mg/l na Fase 4; 199 mg/l e 122 mg/l na Fase 5; e 176 e 85 mg/l na Fase 6.

Assim, é possível verificar que a manutenção da velocidade ascensional na Fase 2, em 10,5 m/h, não garantiu valores adequados de remoção de DQO (total e da amostra filtrada), o que somente foi conseguido após a instalação da UPRS.

De outra forma, o fato de o efluente do reator ter apresentado em todas as fases valores de DQO_T superiores a 170 mg/l indica a necessidade de tratamento complementar, pois esses valores ainda são superiores ao desejado para efluentes tratados.

Como na UPRS é pequena a remoção de SDT, existe a possibilidade desses sólidos contribuírem para o aumento dos valores de DQO total no efluente do reator.

A DQO_{AF} representou em média 34,3% da DQO_T no esgoto gradeado e 34,9% da DQO_T no efluente da UPRS, sendo esse valor aumentado no efluente do reator para 55,4%. Na Tabela 5.15 são apresentados os valores médios de DQO observados nas Fases Experimentais.

Tabela 5.15: Valores de DQO Total e DQO da Amostra Filtrada nas Fases 2; 3; 4; 5 e 6.

Fase	DQO _T			DQO _{AF}		
	EG mg/l	EGs mg/l	Efl mg/l	EG mg/l	EGs mg/l	Efl mg/l
2	1221 785 – 1724	-	399 252 – 657	433 314 – 824	-	221 138 – 302
3	901 586 – 1174	826 489 – 1240	184 111 – 311	301 202 – 490	282 134 – 464	98 38 – 221
4	936 856 – 1016	922 826 – 1040	216 199 – 242	321 287 – 336	313 268 – 348	111 82 – 154
5	856 522 – 1098	824 580 – 1372	199 171 – 227	303 186 – 520	287 168 – 428	122 78 – 196
6	944 706 – 1466	892 668 – 1086	176 125 – 237	303 229 – 505	306 234 – 473	85 64 – 108

obs 1: valores médios são os superiores, sendo mostrados os valores extremos logo abaixo.

obs 2: esgoto gradeado (EG), efluente da UPRS (EGs) e efluente do reator (Efl)

Os menores valores de DQO no efluente ocorreram na Fase 6, quando foram obtidas remoções de 5,5% na UPRS e 80,2% no RALE_x, totalizando remoção global de 81,0% na ETE.

Apesar de na Fase 6 ter ocorrido a maior remoção global de DQO_{AF} durante toda a pesquisa, com remoções médias de – 0,7% na UPRS, 71,6% no reator e 71,5% na ETE, a reduzida eficiência da UPRS indica a necessidade de unidade de tratamento complementar do efluente do reator

Nas Figuras 5.59 e 5.60 são apresentados gráficos de barras da remoção percentual de DQO_T e DQO_{AF} , respectivamente, sendo que os melhores valores da Fase 6 podem ser justificados pelo maior volume de CAG no reator ter coincidido com a rotina operacional mais adequada (10,5 m/h, T_q de 0,85 e TDH de 3,2 h).

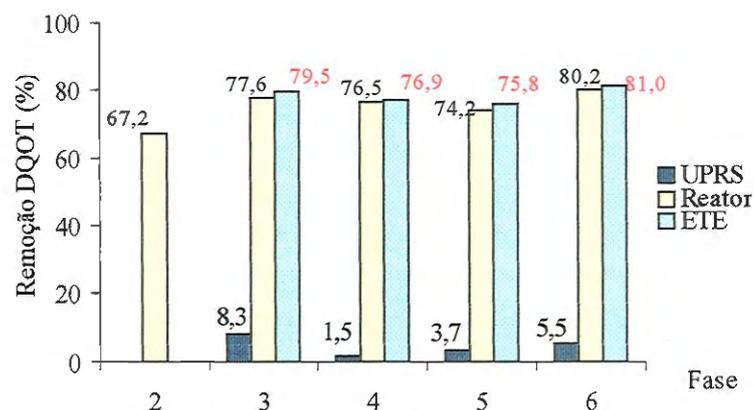


Figura 5.59: Remoção Percentual de DQO_T nas Fases Experimentais.

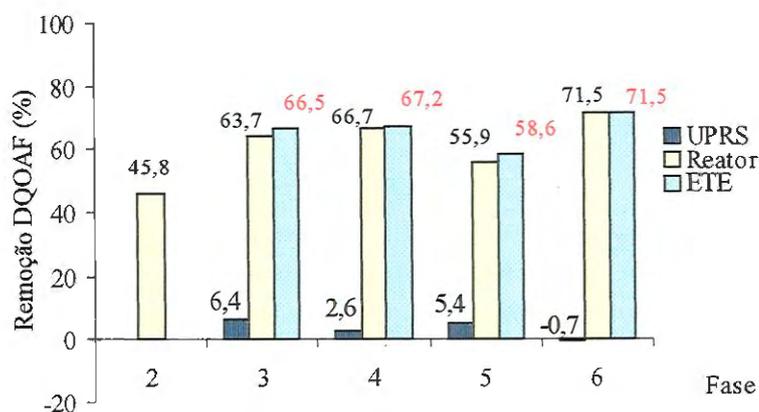


Figura 5.60: Remoção Percentual de DQO_{AF} nas Fases Experimentais.

Durante a pesquisa foram determinados valores elevados de DQO_T acima do leito de CAG, tendo sido o interior do reator monitorado em 4 (quatro) pontos ($P_{3,0}$; $P_{6,0}$; $P_{8,5}$; e $P_{11,0}$).

Em média, a soma dos valores de DQO_T no interior do reator foi superior a 35.000 mg/l nas Fases 2 ; 3 e 4; foi aproximadamente 10.000 mg/l na Fase 5; e foi da ordem de 20.000 mg/l na Fase 6. É importante observar que nas Fases (5 e 6) não

foram coletadas amostras do P_{3,0}, em razão da expansão do leito de CAG ter passado desse ponto.

Nas Figura 5.61 e 5.62 são mostrados os valores de DQO_T e DQO_{AF} acima do leito suporte de CAG.

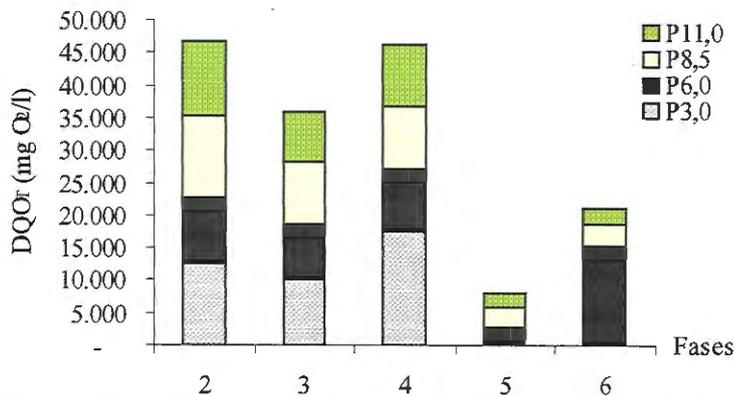


Figura 5.61: Valores de Demanda Química Total (DQO_T) no Interior do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.

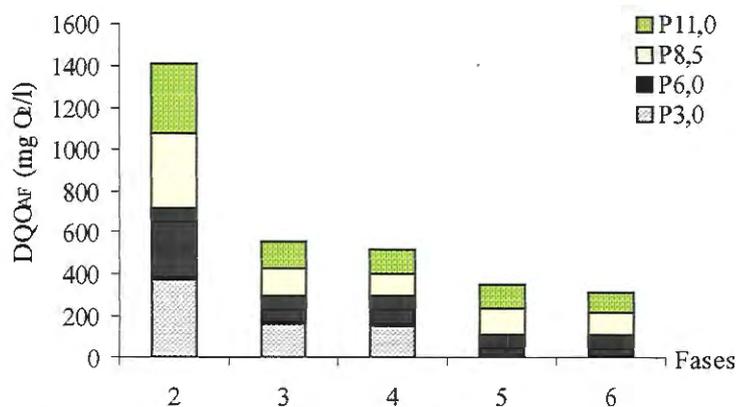


Figura 5.62: Valores de Demanda Química da Amostra Filtrada (DQO_{AF}) no Interior do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.

A grande diferença entre os valores de DQO_T e DQO_{AF} indicam que o material particulado representou a maior parcela da DQO_T acima do leito de CAG, o que possibilita levantar a suposição da presença de partículas sólidas no interior do reator. Para isso, essas partículas teriam densidade menor do que as partículas de

CAG e maior do que a da água, sendo mantidas suspensas ao longo da zona de reação.

Por outro lado, a rápida passagem de parte dos materiais solúveis e flotantes pode ser uma explicação para os baixos valores de DQO_{AF} no interior do reator. No caso específico dos materiais flotantes foi possível perceber alguma retenção na parte superior do reator, o que levou a inclusão da sua remoção nas atividades de manutenção da ETE Experimental.

Os maiores valores de DQO_T e DQO_{AF} observados no efluente da fase 2 podem ser relacionados com a ausência da UPRS, já que o carregamento de sólidos particulado, coloidal e dissolvido pode explicar as menores remoções de DQO_T e DQO_{AF} nessa fase.

Nas Figuras 5.61 e 5.62 é possível perceber que nas Fases 2; 3 e 5 os valores de DQO_T e DQO_{AF} não foram diminuindo ao longo do reator (pontos 3,0; 6,0; 8,5 e 11,0). Uma possível explicação para os valores próximos de DQO_T e DQO_{AF} no interior do reator é a mistura decorrente da passagem de parte da massa líquida pelos furos e aberturas do dispositivo interno.

Contudo, nas Fase 4 e 6 foram verificados valores de DQO_T nos pontos $P_{3,0}$ e $P_{6,0}$, respectivamente, bem superiores aos dos demais pontos, o que invalidaria a explicação acima, porém ainda sendo possível questionar se a modificação na velocidades ascensional nessas fases não teria alterado as características do reator.

Somente estudos da hidrodinâmica do reator é que poderão confirmar se ocorre mistura da massa líquida, bem como, se essa mistura é em todo ou em diferentes regiões do dispositivo perfurado.

Na Figura 5.63 são mostrados os valores médios de DQO_T ao longo da zona de reação, sendo possível perceber que os maiores valores de DQO_T ocorreram

imediatamente acima do leito suporte, ou seja no P_{3,0} nas Fases 2, 3 e 4 e no P_{6,0} nas Fases 5 e 6.

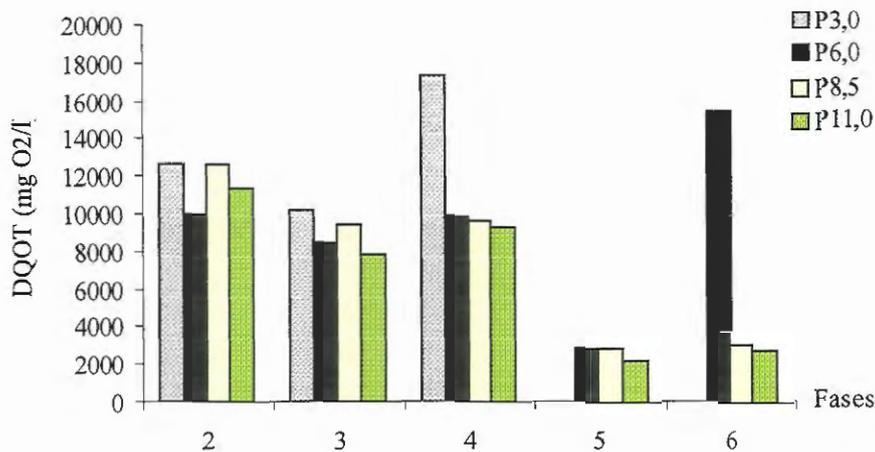


Figura 5.63: Comparação das Concentrações de Demanda Química DQO_T nos Pontos de Amostragem P_{3,0}; P_{6,0}; P_{8,5} e P_{11,0}.

Além da mistura também deve ser considerada a hipótese dos sólidos de diferentes densidades formarem estratos ao longo do reator. Nesse caso, os valores de DQO_T nos pontos amostrados no interior do reator foram bastantes homogêneos nas Fases 2, 3 e 5, permitindo a suposição de que a mistura da massa líquida não foi tão intensa a ponto de modificar a posição dos sólidos estratificados.

A mudança da velocidade ascensional nas Fases 4 e 6 pode ter modificado a estratificação existente no interior do reator. Contudo, essa explicação somente pode ser aceita se existiam partículas sólidas com diferentes densidades no interior do reator (estratificação) e se foi pequena a retenção dos compostos dissolvidos e coloidais.

A princípio essa explicação é apenas teórica, porém, caso confirmada, trará desdobramentos práticos significativos para a eficiência do reator, pois indicará a necessidade de utilização de unidade de peneiramento, para impedir a entrada no reator de partículas de dimensões indesejadas; e de unidade de tratamento complementar, para remoção dos compostos coloidais e dissolvidos do efluente do reator.

Sólidos

Na Fase 2 foram removidos em média 48,6 % de ST, 77,6 % de SST e 16,9 % de SDT, o que resultou concentrações médias no efluente de 347 mg/l de ST, 79 mg/l de SST e 268 mg/l de SDT.

As remoções de ST e SST foram superiores aos resultados obtidos no final da Fase 1 (entre o 134º e o 148º dia) da Fase 1, quando foi utilizada a mesma velocidade ascensional (vasc) de 10,5 m/h. Contudo, na fase 2 não foi conseguido melhorar o rendimento na remoção de SDT, que ainda foi pequena.

Apesar dos melhores resultados e da maior estabilidade, as concentrações de ST e SST no efluente ainda foram elevadas na Fase 2, tendo ocorrido alguns picos de SST e valores de SDT permanentemente elevados, conforme pode ser observado nas Figuras 5.64, 5.65 e 5.66.

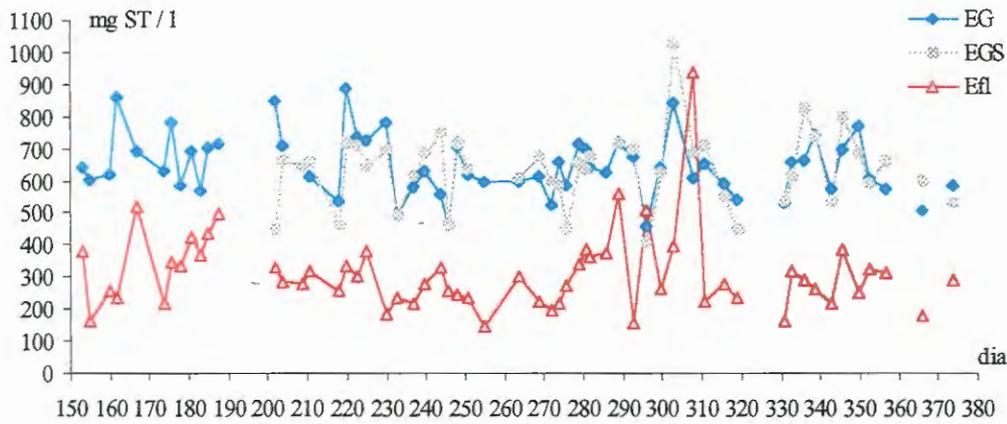


Figura 5.64: Concentração de Sólidos Totais no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Remoção de Sólidos e no Efluente do Reator.

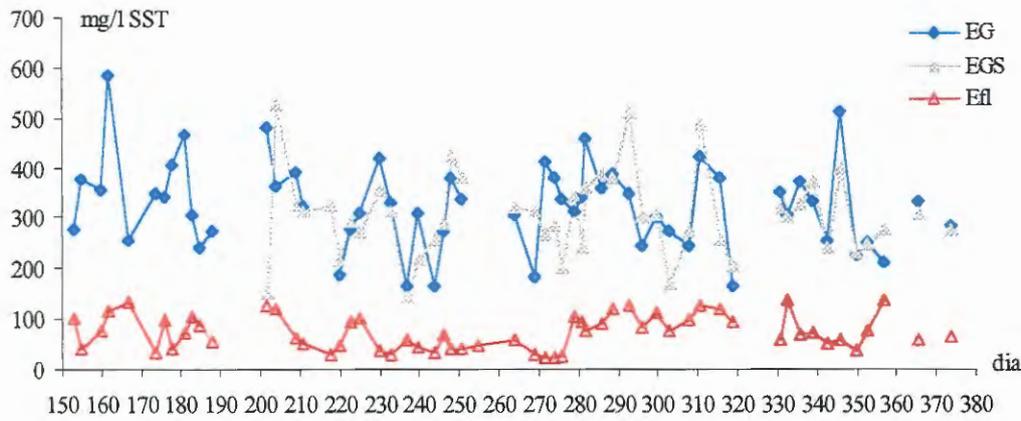


Figura 5.65: Concentração de Sólidos Suspensos Totais no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Remoção de Sólidos e no Efluente do Reator.

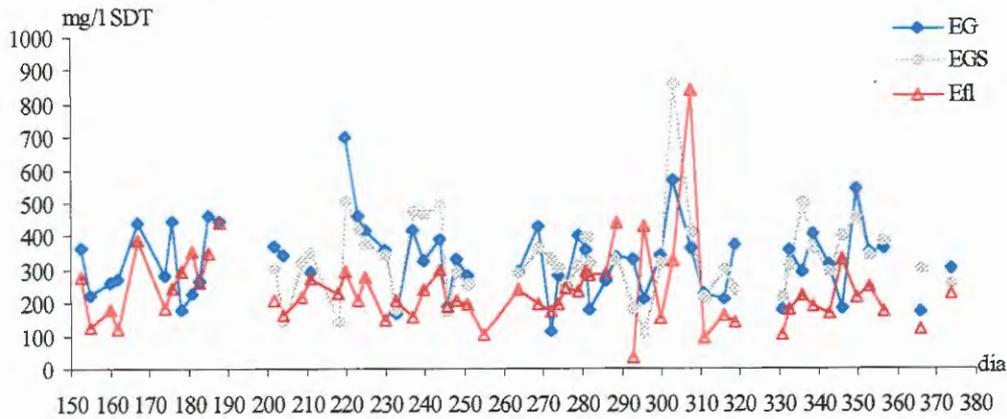


Figura 5.66: Concentração de Sólidos Dissolvidos Totais no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Remoção de Sólidos e no Efluente do Reator.

O carreamento de sólidos prejudicou a qualidade do efluente do reator na Fase 2, sendo decorrente do CMB₁ ter recalçado materiais particulados e flotantes retidos no poço úmido 1.

A instalação da UPRS na Fase 3 melhorou o desempenho do reator, pois reduziu as concentrações de sólidos na massa líquida afluyente ao poço úmido 1. Com isso, na Fase 3 foram verificados aumentos médios de 8,4 % nos ST (57,0%); 4,4 % nos SST (82,0 %); e 17,4% nos SDT (34,3%), quando em comparação com os resultados da Fase 2.

Esses valores são ainda melhores quando se considera a remoção global da ETE (URPS + RALEx) que foi, em média, de 58,8% nos ST; 83,3% nos SST e 37,3% nos SDT, o que resultou nos menores valores de ST e SST no efluente durante as fases experimentais (265 mg/l de ST e 53 mg/l de SST)..

Com a Fase 3 foi possível verificar que a UPRS foi importante para a diminuição da concentração média de SDT no efluente do reator, porém a concentração de 212 mg/l no efluente ainda foi considerada elevada, confirmando a necessidade de tratamento complementar para remoção de compostos coloidais e dissolvidos.

O aumento da velocidade ascensional na Fase 4 prejudicou a qualidade do efluente, tendo as remoções médias de sólido no reator diminuído para 39,8% nos ST, 72,0% nos SST e 9,3% nos SDT.

Nas Figuras 5.67, 5.68 e 5.69 são apresentados os percentuais médios removidos durante as Fases Experimentais para ST, SST e SDT.

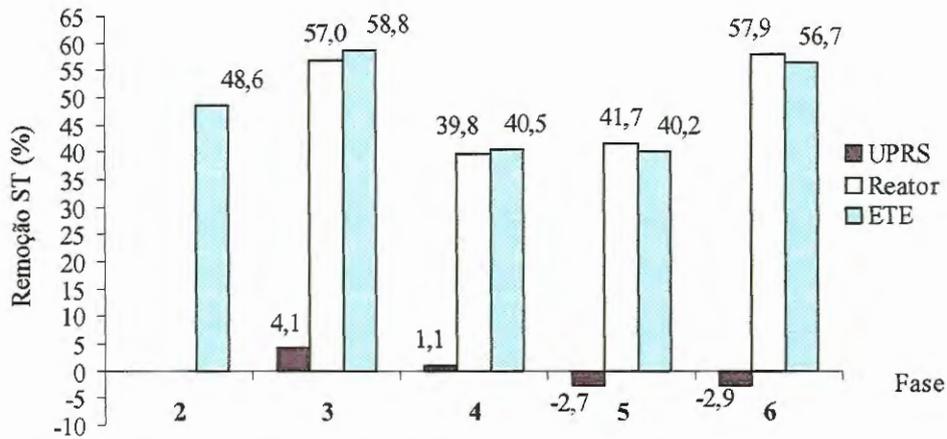


Figura 5.67: Valores Percentuais de Remoção de Sólidos Totais nas Fases Experimentais.

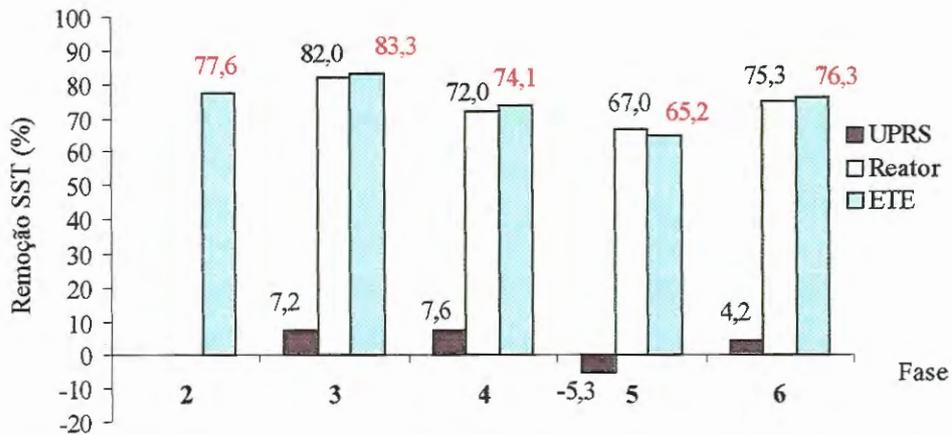


Figura 5.68: Valores Percentuais de Remoção de Sólidos Suspensos Totais nas Fases Experimentais.

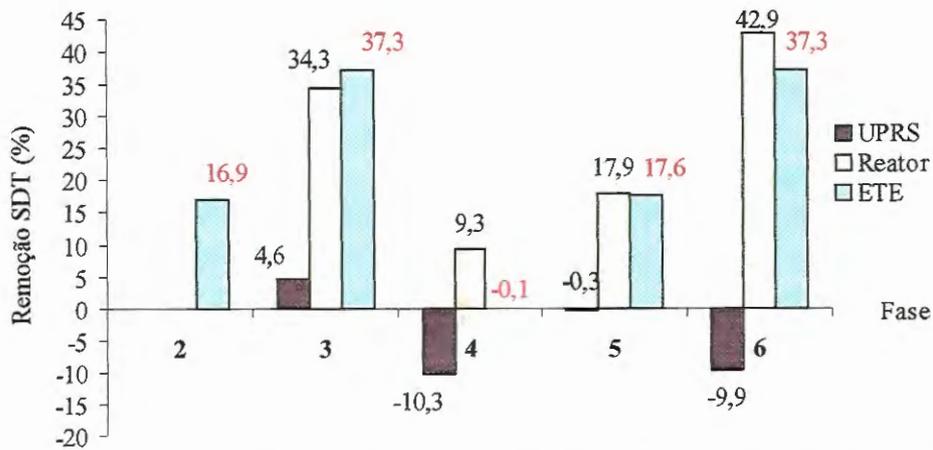


Figura 5.69: Valores Percentuais de Remoção de Sólidos Dissolvidos Totais nas Fases Experimentais.

As maiores concentrações de sólidos no efluente (103 mg SST/l e 272 mg SDT/l) foram observadas na Fase 5, o que coincidiu com a colocação de mais 2000 kg de partículas de CAG. Entre as possíveis explicações para isso podem ser citados o carregamento de partículas estranhas (impurezas) presentes no novo leito de CAG, o que deve Ter sido facilitado pela utilização da velocidade ascensional em 12,5 m/h.

Uma outra explicação para os menores valores da Fase 5 foi a reduzida eficiência da UPRS (- 2,7% de ST; - 5,3% de SST e - 0,3% de SDT), já que o efluente do reator apresentou, em alguns instantes, concentrações de sólidos maior do que as observadas no afluente.

A denominação “remoções negativas” não é correta, pois caracterizara os momentos em que parte do material retido na UPRS foi carregado pela massa líquida efluente, o que foi ocasionado pela falta de remoção desse material acumulado na UPRS.

Na Tabela 5.16 são apresentados os valores mínimo, médio e máximo das concentrações de sólidos totais, sólidos suspensos totais e sólidos totais dissolvidos durante as fases experimentais.

Tabela 5.16: Valores de Sólidos Totais, Suspensos Totais e Dissolvidos Totais Durante as Fases 2; 3; 4; 5 e 6.

Fase	ST (mg/l)			SST (mg/l)			SDT (mg/l)		
	EG	EGS	Efl.	EG	EGS	Efl.	EG	EGS	Efl.
2	675 570 - 860	-	347 163 - 518	352 240 - 586	-	79 31 - 132	323 181 - 461	-	268 119 - 441
3	642 463 - 890	616 450 - 751	265 146 - 377	316 164 - 480	293 144 - 524	53 20 - 124	338 113 - 702	322 140 - 506	212 101 - 298
4	679 626 - 722	672 639 - 714	404 339 - 559	371 312 - 458	343 240 - 388	96 76 - 119	308 182 - 1006	340 310 - 399	308 234 - 440
5	627 457 - 843	644 409 - 1026	375 159 - 936	297 164 - 425	313 168 - 510	103 75 - 126	330 212 - 571	331 109 - 858	272 35 - 840
6	629 509 - 770	647 530 - 826	272 160 - 386	313 213 - 514	300 231 - 400	74 36 - 138	316 176 - 543	348 215 - 498	198 103 - 330

* valores médios são os superiores, sendo mostrados os valores extremos logo abaixo.

Um aspecto importante que deve ser observado na Tabela 5.16 é que os SDT representaram em média 50% dos ST no esgoto gradeado e no efluente da UPRS durante todas as Fases, conforme pode ser observado nas Figuras 5.70 e 5.71.

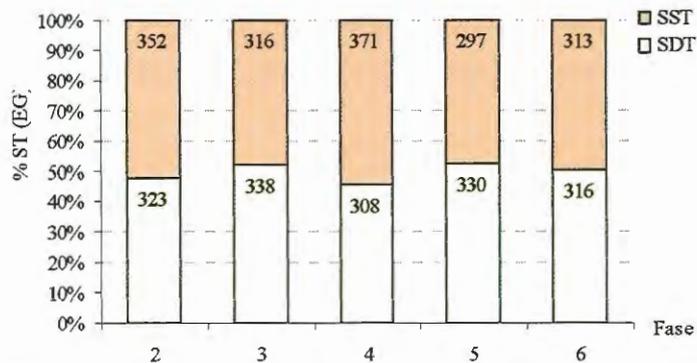


Figura 5.70 : Valores das Concentrações em mg/l e dos Percentuais de SST e de SDT no Esgoto Gradeado.

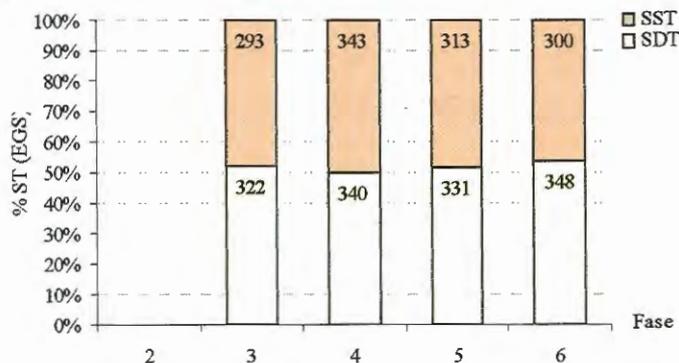


Figura 5.71 : Valores das Concentrações em mg/l e dos Percentuais de SST e de SDT no Efluente da UPRS.

Contudo, na Figura 5.72 é possível observar que os valores percentuais de SDT aumentaram no efluente do reator para aproximadamente 77,2% na Fase 2; 80% na Fase 3; 76,2% na Fase 4; 72,5% na Fase 5 e 72,8% na Fase 6.

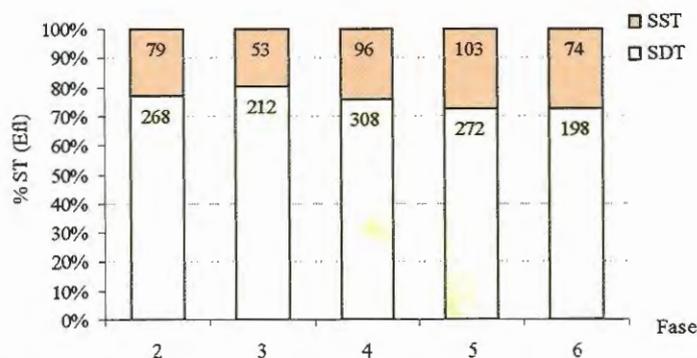


Figura 5.72 : Valores das Concentrações em mg/l e dos Percentuais de SST e de SDT no Efluente do Reator Anaeróbico de Leito Expandido.

O aumento do percentual de SDT em relação ao ST no efluente recomenda a utilização de tratamento complementar para remoção de sólidos dissolvidos.

No entanto, ainda existe a indagação sobre a origem dos SDT no efluente, pois os mesmos podem ser presentes no esgoto sanitário, não sendo removidos na UPRS e no RALEX; podem ser liberados no meio ambiente durante o metabolismo dos microrganismos decompositores do substrato; ou podem ser de originados pelo material solubilizado pela ação de enzimas ou em reações químicas que não foi utilizado.

Essa dúvida não foi possível solucionar durante a pesquisa, muito pelo contrário, gerou novas indagações. Como a possibilidade dos microrganismos decompositores liberarem, em curto espaço de tempo, grandes concentrações de compostos solúveis. Por outro lado, caso isso ocorra, até que ponto essa elevada concentração será benéfica para esses próprios microrganismos.

Na Tabela 5.17 é mostrado que a relação dos valores médios SDT volátil e SDT fixo foi maior no efluente do que no afluente do reator, o que pode indicar que no reator ocorre liberação de compostos orgânicos por reações bio-químicas.

Tabela 5.17: Valores de Sólidos Dissolvidos Voláteis e Fixos no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator.

Fase	SDTV (mg/l)			SDTF (mg/l)			SDTV/ SDTF		
	EG	EGS	Efl.	EG	EGS	Efl.	EG	EGS	Efl.
2	163	-	188	165	-	105	0,99	-	1,79
3	193	203	124	160	126	97	1,21	1,61	1,27
4	214	231	240	118	145	86	1,81	1,59	2,79
5	235	238	210	109	125	89	2,16	1,90	2,36
6	227	264	162	141	115	57	1,61	2,29	2,84

Também nas concentrações de sólidos suspensos no efluente do reator foi percebida a maior fração volátil, sendo a relação SST volátil / SST fixo de 4,71 na fase 2; 4,56 na fase 3; 4,63 na fase 4; 7,08 na fase 5 e 2,89 na fase 6.

Com inspeções visuais foi possível perceber partículas sólidas em diversos pontos acima do leito de CAG, o que demonstrou que existem no mínimo duas regiões com diferentes partículas, ou seja, na zona de reação ocorre estratificação de partículas sólidas (partículas CAG e outros tipos de partículas).

Nesse caso, é possível aceitar a explicação de IZA (1991) de que partículas diferentes são segregadas, ficando as partículas mais densas na parte inferior, enquanto as mais leves ficam na parte superior. Então, no reator ocorreu expansão do leito de CAG e movimentação das outras partículas, porém é muito difícil determinar a movimentação das outras partículas, que pode ter ocorrido no sentido ascensional (expansão ou fluidificação) ou circular (ação da mistura da massa líquida).

Para avaliar o tipo de sólidos acima do leito de CAG foram determinadas as concentrações de ST e de SST, conforme mostrado nas Figuras 5.73 e 5.74, sendo na Figura 5.75 mostradas as concentrações de SDT.

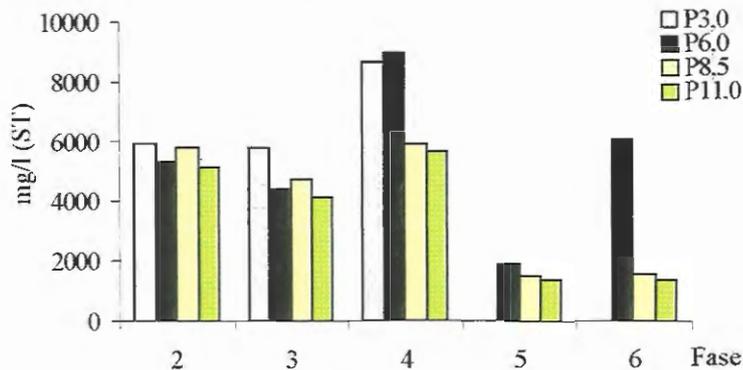


Figura 5.73: Concentrações de Sólidos Totais nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.

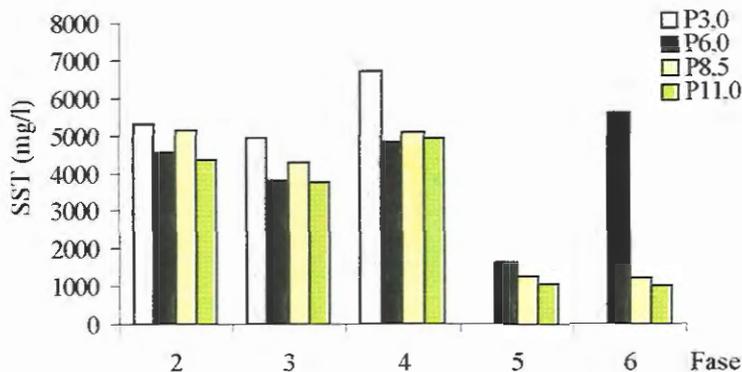


Figura 5.74: Concentrações de Sólidos Suspensos Totais nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.

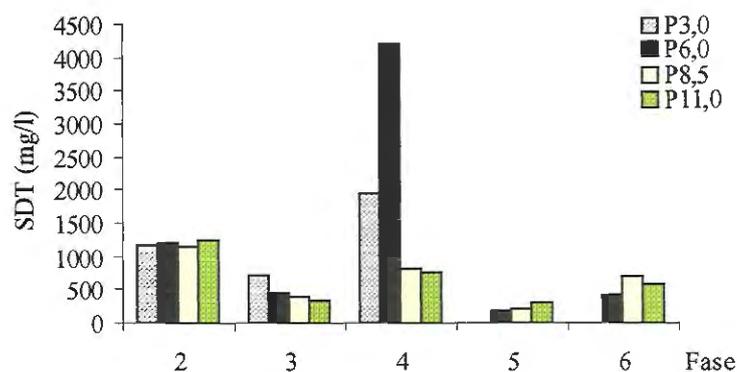


Figura 5.75: Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.

A soma das concentrações médias de ST nos 4 pontos de amostragem foi de 22.193 mg/l na Fase 2; 18.993 mg/l na Fase 3; 29.295 mg/l na Fase 4; 4.658 mg/l na Fase 5; e 8.849 mg/l na Fase 6, enquanto a soma das concentrações médias de SST foi de 19.387 mg/l na Fase 2; 16.814 mg/l na Fase 3; 21.589 mg/l na Fase 4; 3.969 mg/l na Fase 5; e 7.856 mg/l na Fase 6.

Como a expansão do leito de CAG atingiu o ponto de coleta de amostra P_{3,0} nas Fases 5 e 6, os valores verificados nesse ponto não foram utilizados nas somas das concentrações de ST, SST e SDT, cujos valores são mostradas nas Figuras 5.76, 5.77 e 5.78.

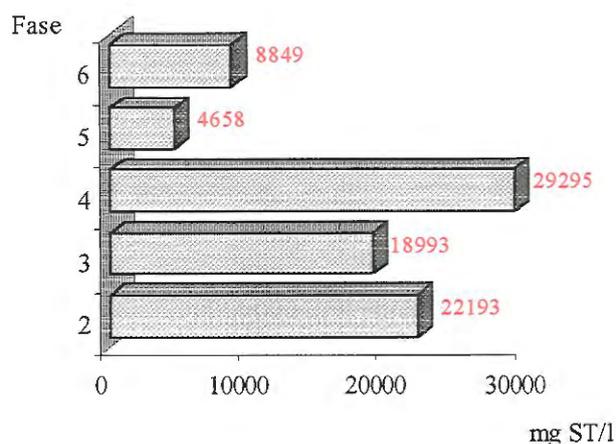


Figura 5.76: Valores Totais das Concentrações de Sólidos Totais (ST) nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.

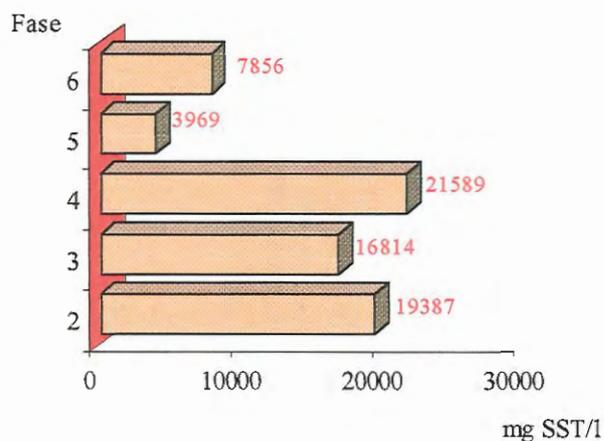


Figura 5.77: Valores Totais das Concentrações de Sólidos Suspensos Totais (SST) nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.

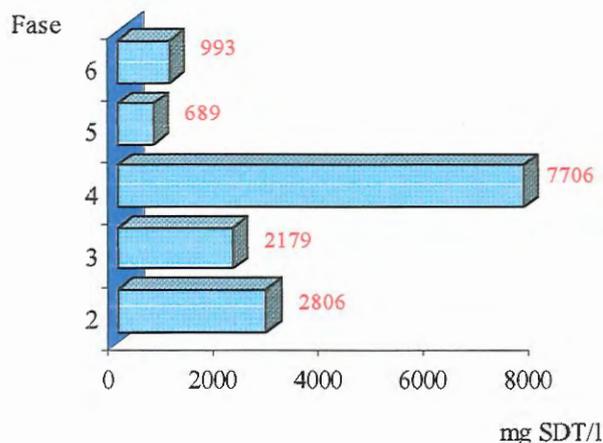


Figura 5.78: Valores Totais das Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais (SDT) nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.

As reduções médias de 2573 mg/l e 627 mg/l de SST e de SDT, respectivamente, demonstraram a importância da UPRS na Fase 3. Contudo, o aumento de 25 % na velocidade ascensional na Fase 4 aumentou em 4775 mg/l e 5527 mg/l as concentrações de SST e de SDT no interior do reator, respectivamente, o que pode ser explicado pelo carreamento de partículas da UPRS.

Por outro lado, a colocação de mais 2500 kg de CAG na Fase 5 provocou uma significativa redução dos SST, o que pode ser justificado por não terem sido somados os valores do $P_{3,0}$ e pelo leito suporte exercer uma ação filtrante.

A mesma explicação não pode ser utilizada para o aumento da concentração de SST e de SDT na Fase 6, já que, teoricamente, a diminuição da *vasc* aumentaria a ação filtrante do leito de CAG, o que reduziria os valores de SST e de SDT acima do leito. Entretanto, ocorreu o inverso, pois na Fase 6 foram observados aumentos de 3887 mg/l de SST e de 304 mg/l de SDT.

Desse modo, a explicação mais adequada para os maiores valores de SST na Fase 6 é que as partículas começaram a ficar retidas no interior do reator, pois a redução da velocidade ascensional alterou o balanço entre as forças ascensionais e gravitacionais, resultado na maior retenção das partículas no interior do reator (acima do leito).

No entanto, essa conclusão não é coerente com os maiores valores obtidos nas fases 4, porém ainda existe a possibilidade do aumento da velocidade ter provocado “lavagem” do leito de CAG, fazendo com que as partículas retidas nas Fases 2 e 3 (*vasc* de 10,5 m/h) fossem liberadas com o aumento da velocidade na Fase 4 (*vasc* de 12,5 m/h), porém ficando em grande parte ainda no interior do reator.

Para aceitar essa explicação é preciso que a densidade das partículas fosse maior do que a da água ou que tivesse ocorrido mistura da massa líquida. Como a observação da Figura 5.53 permite verificar certa homogeneidade nas concentrações de SST nos diferentes pontos do reator, é possível que tenha ocorrido escoamento com certa mistura da massa líquida.

Por outro lado, a grande concentração de Sólidos Suspensos Totais Voláteis (SSTV) no interior do reator pode ser um indicativo da participação da biomassa (suspensa ou aderida) acima do leito, a qual complementaria a degradação do substrato realizada pela biomassa aderida nas partículas de CAG ou, então, a degradação dos subprodutos dessa biomassa aderida nas partículas de CAG. As concentrações médias de SSTV são apresentadas na Figura 5.79.

Aceitando que a concentração de SSTV representa a biomassa ativa, é possível elaborar a Tabela 5.17 para estabelecer as relações médias de substrato /

microrganismos no efluente da UPRS (afluente do reator), nos pontos amostrados na zona de reação e no efluente do reator (Efl).

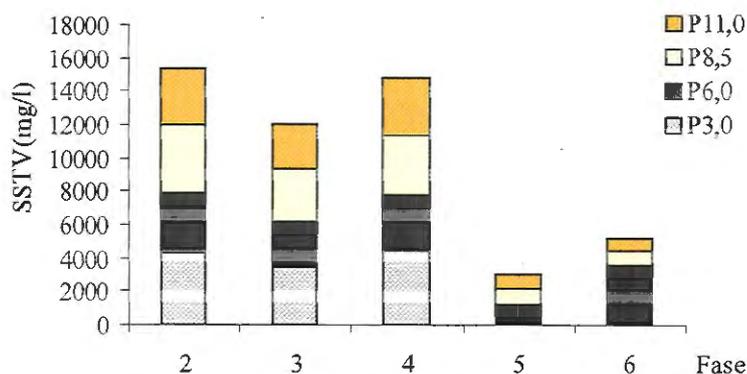


Figura 5.79: Concentração de Sólidos Suspensos Totais Voláteis nos Pontos de Coleta Acima do Leito de CAG.

Também é oportuno ressaltar que nos pontos amostrados no interior do reator (P_{3,0}; P_{6,0}; P_{8,5} e P_{11,0}) não foram encontradas partículas de CAG, exceto no P_{3,0} durante as Fases 5 e 6, sendo esses valores desconsiderados na Tabela 5.17.

Com isso, as concentrações de SSTV utilizadas nas relações da Tabela 5.17 são relacionadas com a região acima do leito de CAG, na qual, provavelmente, existiram partículas que serviram de suporte para os microrganismos.

Tabela 5.18: Relação Entre as Concentrações de DQO_T e de SSTV nos Pontos no Interior do Reator.

Fase		Pontos					Efl
		EGS	P 3,0	P 6,0	P 8,5	P 11,0	
2 *	DQO _T	1221	12651	9949	12648	11336	399
	SSTV	309	4310	3606	4070	3428	66
	DQO_T / SSTV	3,95	2,94	2,76	3,11	3,31	6,04
3	DQO _T	826	10202	8464	9455	7895	184
	SSTV	251	3498	2777	3064	2692	41
	DQO_T / SSTV	3,29	2,92	3,05	3,01	2,93	4,49
4	DQO _T	922	17333	9905	9698	9413	216
	SSTV	313	4422	3420	3555	3373	74
	DQO_T / SSTV	2,95	3,92	2,90	2,73	2,79	2,92
5	DQO _T	824	-	2891	2913	2182	199
	SSTV	274	-	1233	947	818	92
	DQO_T / SSTV	3,00	-	2,34	3,07	2,67	2,16
6	DQO _T	892	-	15450	3129	2714	176
	SSTV	257	-	3624	843	675	55
	DQO_T / SSTV	3,47	-	4,26	3,71	4,02	3,2

* valor do esgoto gradeado na Fase 2 e do efluente da UPRS nas demais Fases.

Os resultados da Tabela 5.17 indicam que existiu pequena variação nas concentrações de SSVT e DQO_T nos pontos amostrados no interior do reator, o que pode ser verificado pelas linhas de tendência mostradas na Figura 5.80.

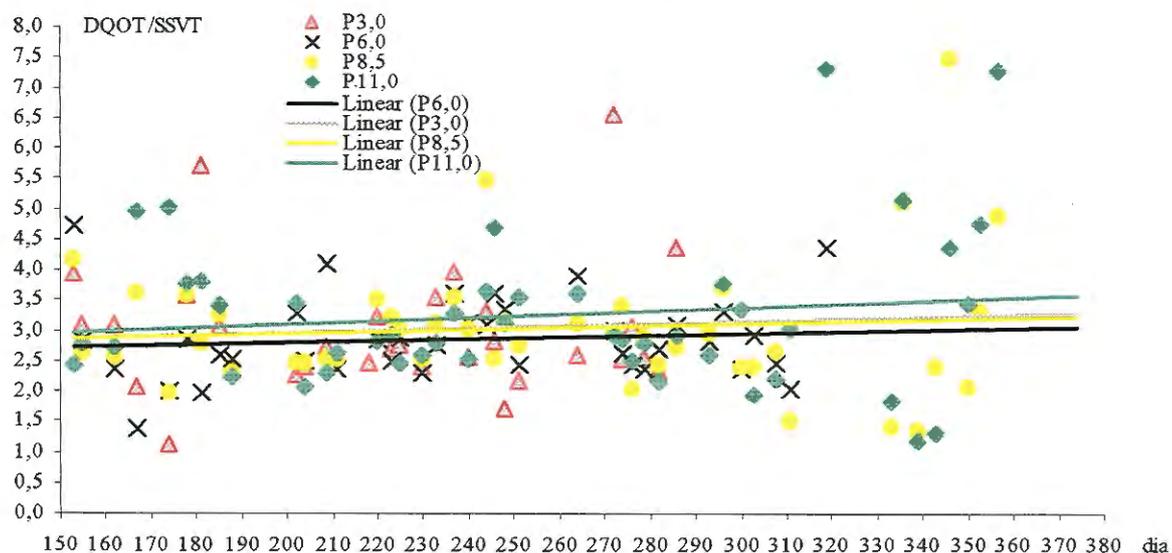


Figura 5.80: Relação entre as Concentrações de DQO_T e SSVT no Interior do Reator.

Por outro lado, a linha de tendência uniforme do afluente do reator (EGS) e a diminuição da linha de tendência do efluente do reator (Efl), mostradas na Figura 5.81, caracterizam a evolução da biomassa ativa quando utilizada a relação $DQO_T/SSVT$, o que também pode ser relacionado com o aumento da eficiência de remoção de DQO_T no reator.

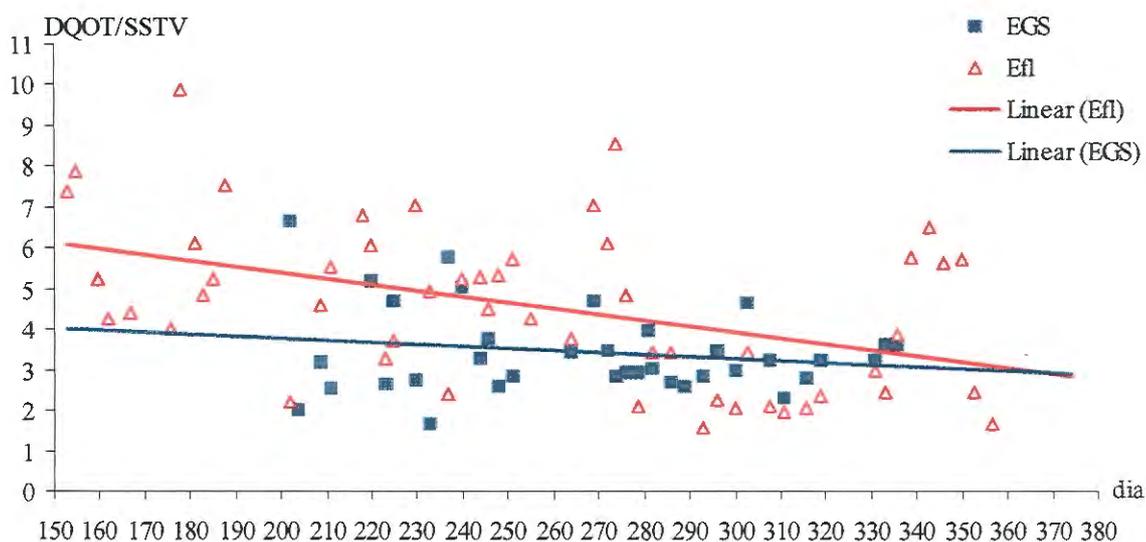


Figura 5.81: Relação $DQO_T/SSVT$ no Afluente e no Efluente do Reator.

Os valores das concentrações de DQO_T e de SSTV nos pontos amostrados no interior do reator foram aproximados durante as Fases 2 e 3, porém o mesmo não ocorreu com as concentrações de DQO_T na Fase 4.

Os valores próximos de DQO_T e de SSTV em diferentes alturas do reator podem indicar mistura da massa líquida durante o escoamento. No entanto, somente ensaios com traçadores é que poderão avaliar o real comportamento hidrodinâmico.

De outra forma, como explicar a diminuição nas concentrações de DQO_T e de SSTV ao longo do reator durante as Fases 5 e 6. Uma possível hipótese é a maior retenção das partículas afluentes no leito de CAG, o que é coerente pois nessas fases o leito foi aumentado em 2.000 kg de partículas de CAG.

Como já citado anteriormente, a aceitação dessa hipótese é dificultada pela redução da velocidade ascensional, de 12,5 m/h na Fase 5 para 10,5 m/h na Fase 6, coincidir com aumento nas concentração de sólidos acima do leito.

Desse modo, somente com a realização de experimentos específicos é que será possível avaliar o comportamento das partículas acima do leito. Contudo, como na pesquisa já foi verificada a necessidade da utilização de UPRS, nos casos práticos será mais indicado instalar essa unidade (UPRS) do que tentar monitorar, ou mesmo controlar, as concentrações de sólidos acima do leito suporte.

Gases

Na Figura 5.82 são mostrados os valores percentuais dos gases observados nas amostras de biogás durante as Fases Experimentais.

Os valores percentuais de gás metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2) do final da Fase 1 (Partida) foram mantidos durante a Fase 2, quando foram obtidos valores médios de 59,1% de CH_4 e 7,7% de CO_2 no Biogás.

Com a paralisação da operação da ETE, para instalação da UPRS, ocorreu queda no percentual de CH_4 e aumento no percentual de CO_2 , porém após o 9º dia da Fase 3 os valores percentuais de CH_4 e de CO_2 foram estabilizados. Na composição média do biogás durante a fase 3 foram observados valores percentuais de 54,2 % de CH_4 e 12,4 % de CO_2 .

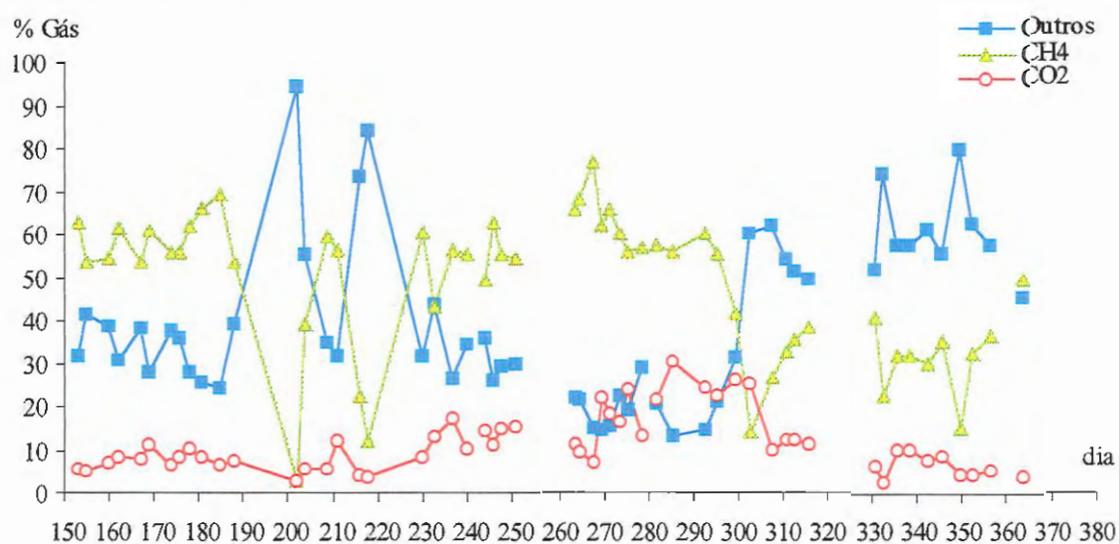


Figura 5.82: Composição Percentual dos Gases Formadores do Biogás.

O aumento da velocidade ascensional na Fase 4 não alterou o valor percentual médio de metano, que foi em média de 56,9%, porém modificou acentuadamente o valor percentual médio de CO_2 , que aumentou para 22,0% no biogás.

A colocação de mais 2000 kg de CAG na Fase 5 alterou a composição do biogás, tendo diminuído os valores percentuais médios dos gases metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2) para 38,4% e 18,3%, respectivamente.

Na Figura 5.83 são mostrados os valores percentuais médios de CH_4 , CO_2 e outros gases durante as fases experimentais.

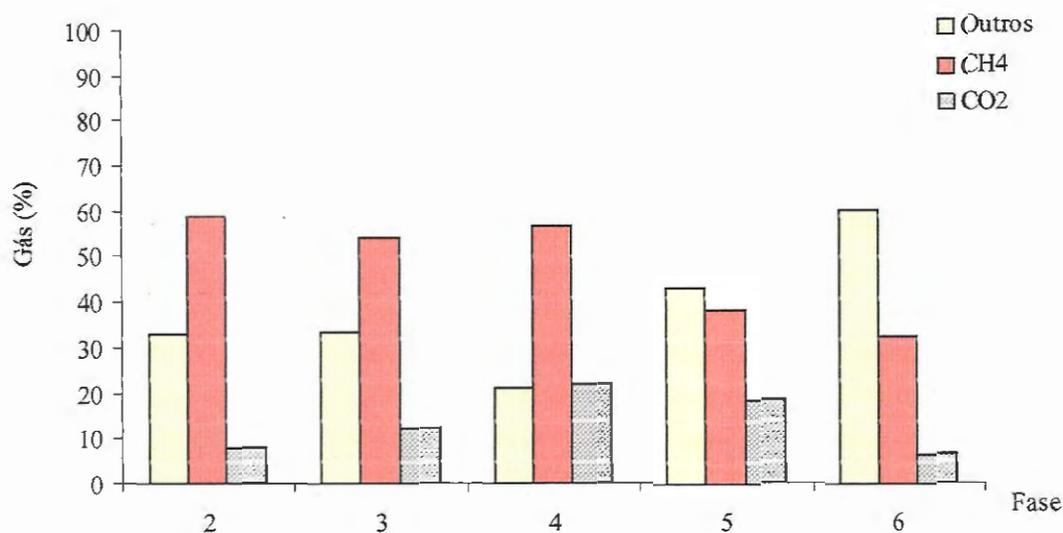


Figura 5.83: Composição Média dos Gases Componentes do Biogás

A menor relação CH_4/CO_2 observada na Fase 5 coincidiu com as piores eficiências do reator, tendo confirmado a instabilidade do processo anaeróbio. Na Figura 5.84 são apresentadas as relações CH_4/CO_2 obtidas nas fases experimentais.

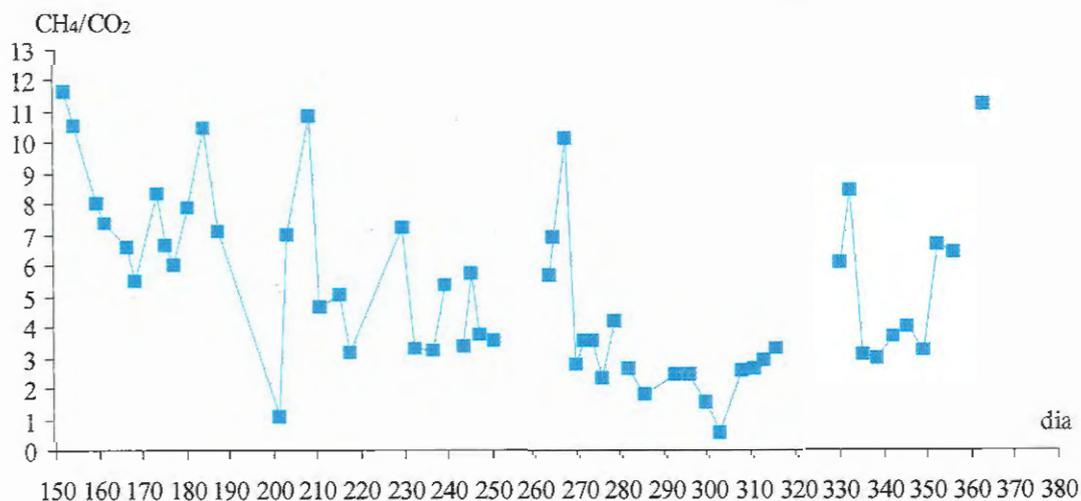


Figura 5.84: Relação CH_4/CO_2 no Biogás Durante as Fases Experimentais .

A predominância das bactérias acidogênicas na formação dos novos biofilmes pode ter alterado as rotas de degradação do processo anaeróbio, diminuindo os valores de metano na Fase 5. Para aceitação dessa explicação corrobora a hipótese de que a utilização de Bicarbonato de Sódio impediu o aumento

dos valores de CO_2 , o que deve ter assegurado estabilidade para as interações entre os microrganismos dos biofilmes existentes e os microrganismos formadores dos novos biofilmes.

Apesar dos valores estáveis de CH_4 (35%) e CO_2 (10%) na primeira metade da Fase 6, no 350º dia foi observada queda no percentual de CH_4 para 15,3%, a qual foi acompanhada pela redução no percentual de CO_2 para 4,6%.

Como na Fase 6 não foi utilizado Bicarbonato de Sódio para aumentar a alcalinidade, a explicação para a diminuição dos percentuais de CH_4 e de CO_2 pode ser a nova interação entre os microrganismos anaeróbios.

No entanto, no campo das hipóteses poderia surgir a explicação da entrada de composto diferente do habitual ter provocado a predominância de um outro grupo de bactérias anaeróbias, porém nessa fase, em termos de DQO, a composição do efluente da UPRS não apresentou variações significativas.

Assim, é difícil explicar a razão para os percentuais de biogás na Fase 6 terem valores diferentes do esperado, especialmente pela maior eficiência de remoção de DQO_T ter ocorrido nessa fase, justamente a fase com menor percentual de metano no biogás. Ainda é importante observar que os baixos valores de CO_2 no biogás, entre 2,7 % e 10,4 %, indicaram que o processo anaeróbio ocorreu de forma estável durante toda Fase 6.

As dificuldades para relacionar a composição do biogás com o bom desempenho do reator na fase 6 conduzem para a aceitação da hipótese de uma outra rota no processo anaeróbio, porém isso ainda precisa de maior embasamento teórico e experimental.

Na Tabela 5.19 são apresentados os valores percentuais mínimo, médio e máximo observados nas determinações do biogás durante as Fases Experimentais.

Tabela 5.19: Valores Percentuais de Gases no Biogás Durante as Fases 2; 3; 4; 5 e 6.

Fase	Outros %	CH ₄ %	CO ₂ %	CH ₄ /CO ₂
2	33,2 24,1 – 41,2	59,1 53,3 – 69,3	7,7 5,1 – 11,1	8,0 5,5 – 11,6
3	33,5 15,0 – 94,3	54,2 3,0 – 77,0	12,4 2,7 – 24,0	5,1 1,1 – 10,8
4	21,1 13,3 – 29,3	56,9 56,1 – 57,6	22,0 13,6 – 30,6	2,9 1,8 – 4,2
5	43,3 14,8 – 62,4	38,4 14,2 – 60,4	18,3 10,4 – 26,7	2,3 0,6 – 3,3
6	60,6 45,7 – 80,1	32,8 15,3 – 49,9	6,6 2,7 – 10,4	5,6 3,1 – 11,3

* valores médios são os superiores, sendo mostrados os valores extremos logo abaixo.

Os reduzidos valores da relação CH₄/CO₂ nas fases 4 e 5 ocorreram na mudança da rotina operacional do reator, quando foi aumentada a velocidade ascensional (Fase 4) e complementado o leito de CAG (Fase 5). É importante observar que esses valores indicam alterações no processo de degradação anaeróbia, tendo sido menores do que o valor estabelecido para o equilíbrio dinâmico aparente.

Durante o experimento foi tentado controlar a vazão de biogás, sendo o sistema instalado na parte superior do reator. Contudo, problemas no equipamento de medição de vazão, bem como, perda de gases nas juntas de borracha das 5 (cinco) tampas de inspeção, dificultaram a aferição segura.

Nos dias em que foi realizado o monitoramento, a vazão de biogás foi muito inferior ao valor teórico, o que aumentou as dúvidas sobre a confiabilidade dos procedimentos e equipamentos empregados na medição da vazão.

Como o equipamento de medição de vazão de gás foi aproveitado de outras pesquisas, optou-se pela sua manutenção. Contudo, as dificuldades para localizar o fornecedor impediram a realização desse monitoramento, pois somente no final da Fase 5 é que foi mantido contato telefônico com um representante do equipamento.

Temperatura

A temperatura média do esgoto gradeado foi de 24 °C na fase 2; 28 °C na Fase 3; 29 °C nas Fases 4 e 5 e 28 °C na Fase 6, tendo variado de 22 a 32 °C durante as fases experimentais.

No interior do reator foram verificadas variações de temperatura entre 18 e 30 °C, sendo a temperatura média de 23 °C na fase 2; 27 °C na Fase 3; 29 °C nas Fases 4 e 28 °C nas Fases 5 e 6.

O efluente do reator apresentou variação da temperatura semelhante a verificada no esgoto sanitário, porém com valores médios menores em 1 °C durante as Fases Experimentais.

pH, Alcalinidade e Ácidos Voláteis

Na Figura 5.85 pode ser observado que não ocorreram variações significativas no pH do esgoto gradeado, do efluente da UPRS e do efluente do reator durante as Fases Experimentais.

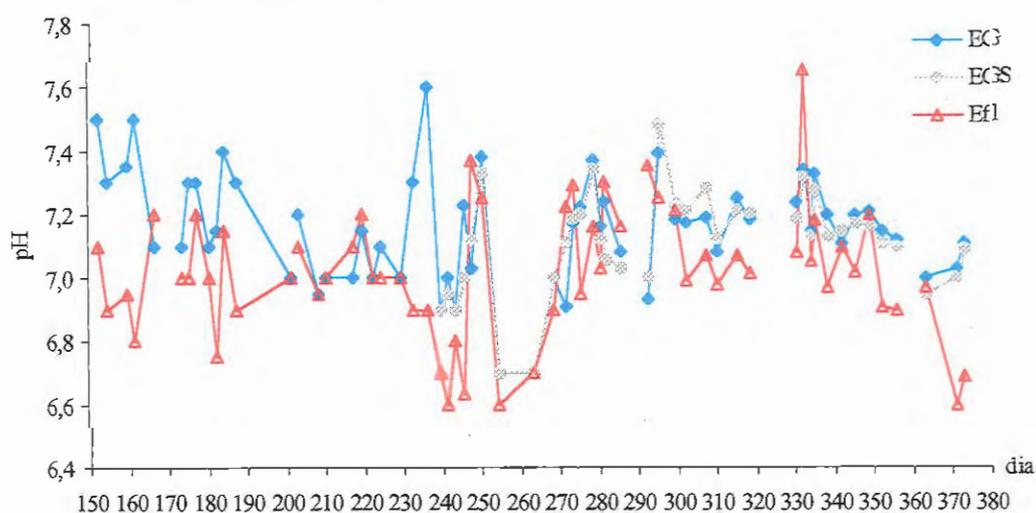


Figura 5.85: Variação dos Valores de pH no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Retenção de Sólidos e no efluente do Reator.

Os valores de pH do esgoto gradeado e do efluente da UPRS tiveram variações entre 6,70 e 7,60, sendo que esses valores próximos de 7,0 devem ter sido favoráveis para a atividade da biota anaeróbia, especialmente das bactérias metanogênicas.

A utilização de bicarbonato de sódio para corrigir a alcalinidade da massa líquida no interior do reator foi realizada até a Fase 5, o que facilitou a manutenção do pH do efluente do reator entre 6,50 a 7,66.

Os menores valores de pH no interior do reator ocorreram nas Fases 2 e 3, conforme pode ser observado na Figura 5.86.

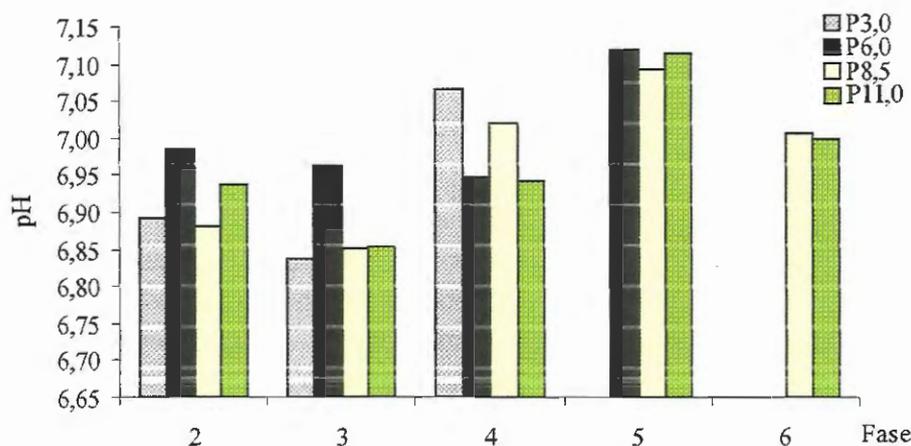


Figura 5.86: Variação Média dos Valores de pH no Interior do Reator.

Em razão do esgoto gradeado normalmente apresentar pH próximo de 7,0 e da utilização de produto químico não foram observados distúrbios no processo de degradação anaeróbia durante as Fases Experimentais.

O emprego da suspensão de bicarbonato de sódio visava a manutenção do efluente do reator com concentração mínima da ordem de 100 mg/l de alcalinidade à bicarbonato, o que foi conseguido na maior parte do experimento.

Nas Figuras 5.87 e 5.88 são mostradas as concentrações de alcalinidade total e de ácidos voláteis no EG, EGS e no efluente do reator durante as fases experimentais.

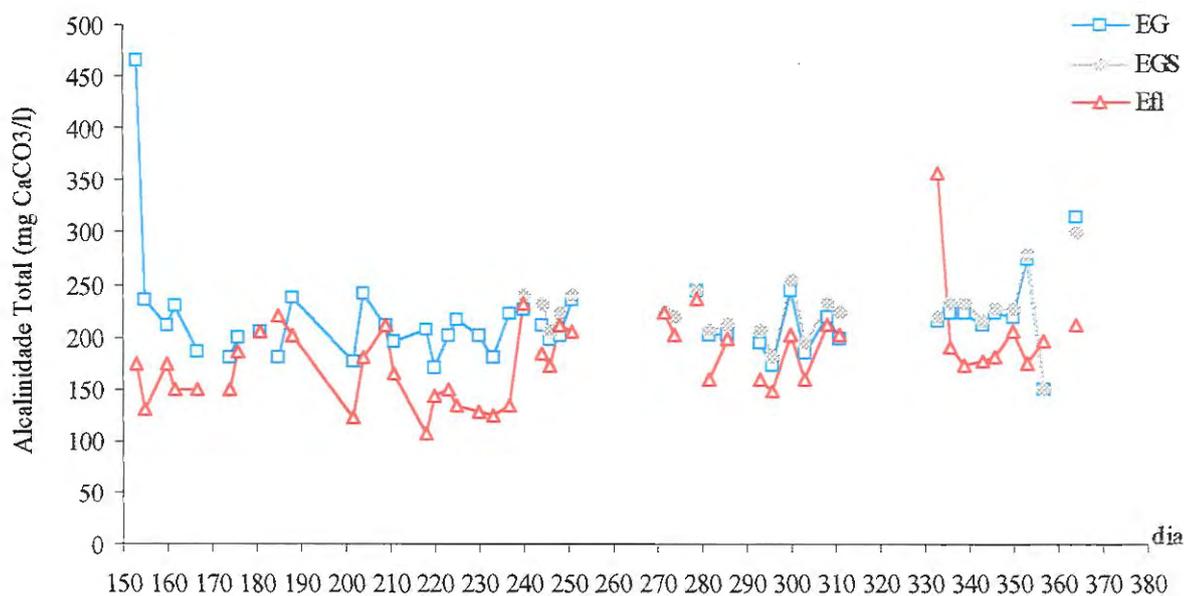


Figura 5.87: Concentrações de Alcalinidade Total no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Retenção de Sólidos e no efluente do Reator Durante as Fases Experimentais.

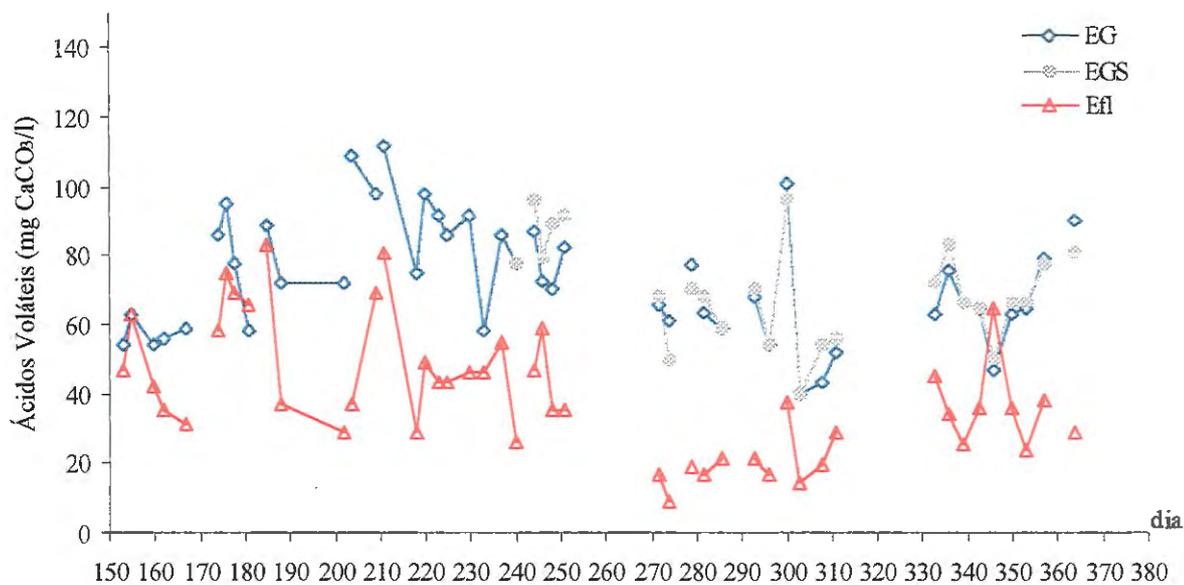


Figura 5.88: Concentrações de Ácidos Voláteis no Esgoto Gradeado, no Efluente da Unidade Preliminar de Retenção de Sólidos e no efluente do Reator Durante as Fases Experimentais.

No interior do reator foi observado que a concentração de alcalinidade total foi estável acima do leito de CAG, enquanto a concentração de ácidos voláteis foi sendo diminuída ao longo do reator, conforme pode ser observado nas Figuras 5.89 e 5.90.

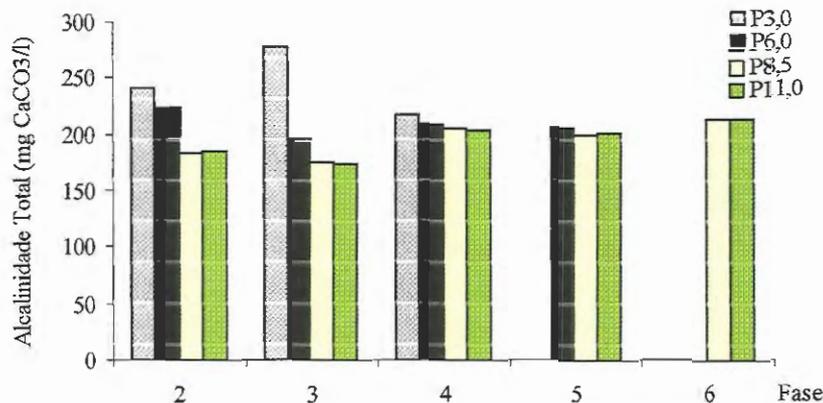


Figura 5.89: Valores Médios das Concentrações de Alcalinidade Total no Interior do Reator Durante as Fases Experimentais.

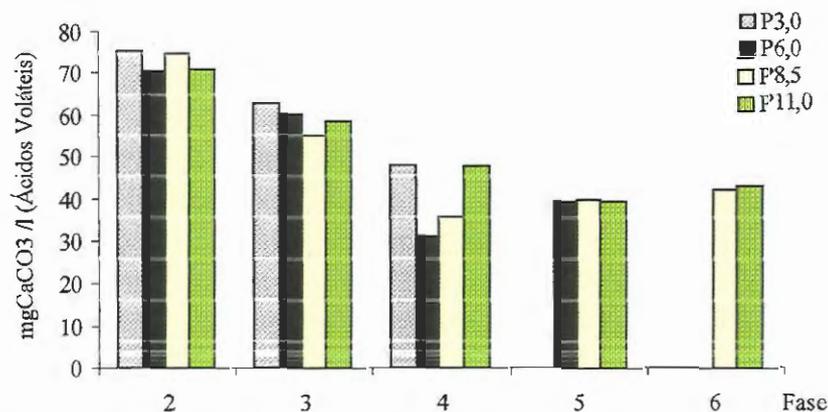


Figura 5.90: Valores Médios das Concentrações de Ácidos Voláteis no Interior do Reator Durante as Fases Experimentais.

A maior uniformidade nas concentrações de alcalinidade total no interior do reator ocorreu na Fase 4, o que pode caracterizar que o aumento da velocidade ascensional melhorou a mistura da massa líquida no interior do reator.

Contudo, a diminuição das concentrações de ácidos voláteis na Fase 4 foi acompanhada pela redução da alcalinidade à bicarbonato no interior do reator, o que inicialmente pode indicar aumento nas reações químicas, porém também pode indicar redução na participação das bactérias acidogênicas nas interações da biota.

Independente do ocorrido, essa situação é difícil de ser explicada por ser oposta ao aumento na concentração de CO_2 durante essa Fase 4.

O aumento do leito na Fase 5 não alterou de forma acentuada as concentrações de alcalinidade à bicarbonato e de ácidos voláteis, o que foi diferente do esperado, pois o pensamento geral era que a ação das bactérias precursoras dos biofilmes (acidogênicas), nas novas partículas de CAG, modificaria as interações existentes entre os microrganismos anaeróbios.

Uma hipótese é que a utilização do bicarbonato de sódio tenha estabilizado o ambiente do reator em condições adequadas para as bactérias metanogênicas, evitando o aumento excessivo das concentrações de ácidos voláteis. No entanto, é importante ressaltar que as dosagens de produto químico nas Fases 4 e 5 resultaram em concentrações médias no efluente menores que as previstas inicialmente (100 mg CaCO_3/l), o que indica que ocorreu tamponamento no interior do reator.

Porém como explicar a manutenção do equilíbrio alcalinidade à bicarbonato – ácidos voláteis na Fase 6, já que foi interrompida a utilização de produto químico para correção da alcalinidade. Uma hipótese é que os novos biofilmes já estavam consolidados e com interações estáveis entre as bactérias acidogênicas e metanogênicas.

No entanto, essa hipótese não é confirmada quando se verifica o baixo valor percentual de CH_4 no biogás (32,8%). Assim, uma outra possível explicação seria a participação de outros microrganismos no processo de degradação anaeróbia, o que alteraria as interações na biota anaeróbia.

Por outro lado, aparentemente a biota anaeróbia foi estável durante todas as fases experimentais, sendo isso facilitado pela utilização de produto químico e pela pequena concentração de ácidos voláteis no esgoto sanitário. Na Tabela 5.20 são mostrados os valores das determinações de pH, Alcalinidade à bicarbonato (AB) e Ácidos Voláteis nas fases experimentais.

Tabela 5.20: Valores de pH, Alcalinidade à Bicarbonato (AB) e Ácidos Voláteis Durante as Fases 2; 3; 4; 5 e 6.

Fase	Determinação	Pontos						
		EG	EGs	P _{3,0}	P _{6,0}	P _{8,5}	P _{11,0}	Efl
2	pH	7,28	-	6,89	6,99	6,88	6,94	7,00
	AB(mgCaCO ₃ /l)	156,0	-	137,6	134,8	104,9	103,8	112,4
	AV (mgCaCO ₃ /l)	69,5	-	75,4	70,7	75,0	71,0	55,1
3	pH	6,86	6,81	6,84	6,96	6,85	6,86	6,99
	AB (mgCaCO ₃ /l)	114,6	82,2	110,0	104,8	90,1	92,3	95,1
	AV (mgCaCO ₃ /l)	83,1	78,9	63,1	60,4	55,0	58,4	41,9
4	pH	7,21	7,14	7,07	6,95	7,02	6,94	7,16
	AB (mgCaCO ₃ /l)	79,8	81,2	84,0	78,4	79,8	78,4	79,8
	AV (mgCaCO ₃ /l)	66,6	65,8	47,8	31,3	36,0	47,8	18,8
5	pH	7,17	7,22	-	7,12	7,09	7,12	7,12
	AB (mgCaCO ₃ /l)	77,0	82,6	-	83,3	81,2	81,2	76,3
	AV (mgCaCO ₃ /l)	59,7	61,7	-	39,5	39,8	39,3	23,0
6	pH	7,17	7,14	-	-	7,01	7,00	7,03
	AB (mgCaCO ₃ /l)	91,0	91,2	-	-	91,6	92,5	91,2
	AV (mgCaCO ₃ /l)	68,2	69,8	-	-	42,5	43,2	36,8

Solúveis em Hexano

Na Fase 2 foi observada remoção de 48,4% dos compostos solúveis em hexano, sendo que a instalação da UPRS na Fase 3 aumentou esse valor para 73,8%.

Com a redução da concentração de solúveis em hexano no esgoto gradeado, de 91,3 mg/l na Fase 2 para 64,4 mg/l na fase 3, foi pequena a diminuição da concentração desses compostos no P_{6,0} (1455,1 mg/l), porém a redução no efluente do reator foi de aproximadamente 40 %.

Entre as possíveis explicações para os melhores valores removidos na Fase 3 estão a retenção de parte dos materiais flotantes na UPRS e a adsorção desses compostos em partículas sólidas no interior do reator.

Com o aumento da velocidade ascensional na Fase 4 para 12,5 m/h deve ter ocorrido carreamento de materiais solúveis em hexano no efluente, já que o efluente do reator teve concentração média de 411,5 mg/l, conforme pode ser observado na Figura 5.91.

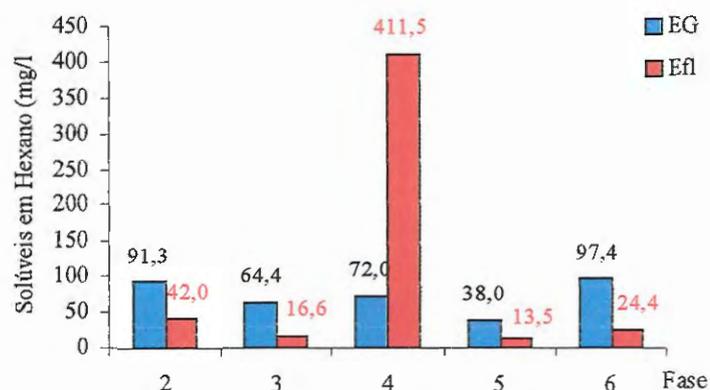


Figura 5.91: Concentrações de Material Solúvel em Hexano no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.

A adsorção nas novas partículas de CAG pode explicar a redução da concentração de solúveis em hexano no efluente do reator na Fase 5, porém as menores concentrações de solúveis em hexano composição do esgoto gradeado também devem ter contribuído para a diminuição da concentração no efluente.

Na Fase 5 foram observados valores médios de 38,0 mg/l no esgoto gradeado, 474,8 mg/l no P_{6,0} e 13,5 mg/l no efluente do reator, sendo a remoção média de 34,8 %.

Apesar do aumento da concentração de solúveis em Hexano no esgoto gradeado, na Fase 6 foi aumentada a eficiência do reator para 71,3%, o que pode ter ocorrido pela redução da vasc para 10,5 m/h.

No entanto, o efluente do reator teve, em média, 24,4 mg/l de solúveis em hexano na Fase 6. Esse aumento, em relação aos valores da Fase 5, pode ser justificado pela diminuição da concentração de solúveis em hexano no P_{6,0}, ou seja, durante a fase 6 foi pequena a retenção desse compostos no interior do reator.

A gradativa redução das concentrações de materiais solúveis em hexano no ponto 6,0 é mostrada na Figura 5.92, sendo que o aumento da velocidade nas Fases 4 e 5 e a ocupação dos sítios livres das partículas de CAG na Fase 5 podem explicar a diminuição dos valores, porém sendo difícil de justificar a redução na Fase 6, especialmente por Ter sido diminuída a velocidade ascensional.

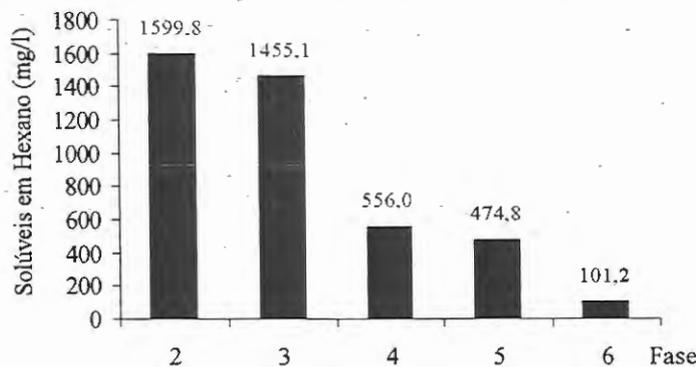


Figura 5.92: Concentrações de Material Solúvel em Hexano no Interior do Reator.

Apesar da remoção periódica do material flotante na UPRS e na parte superior do reator, foi constatado na pesquisa carreamento de parte dos solúveis em hexano para o efluente do reator, o que demonstrou a necessidade de unidade de tratamento complementar.

A utilização de paredes transversais na UPRS possibilitou a retenção de parte desse material, porém a falta de manutenção e o aumento da vazão afluyente ocasionaram a saída no efluente de parte do material retido.

Os melhores resultados ocorreram nas Fases 3 e 6, quando a ETE foi operada com UPRS e com velocidade de 10,5 m/h no reator anaeróbico, o que confirma a importância da velocidade ascensional e da UPRS na remoção de materiais solúveis em hexano.

Na Tabela 5.21 são apresentados os resultados médios obtidos durante as Fases Experimentais.

Tabela 5.21: Concentrações Médias de Solúveis em Hexano no Esgoto Gradeado, no Interior do Reator (P6,0) e no Efluente do Reator.

Fase	Vasc m/h	UPRS	Solúveis em Hexano (mg/l)			Remoção %
			EG mg/l	P6,0 mg/l	Efl mg/l	
2	10,5	não	91,3	1599,8	42,0	48,4
3	10,5	sim	64,4	1455,1	16,6	73,8
4	12,5		72,0	556,0	411,5	471,5
5	12,5		38,0	474,8	13,5	34,8
6	10,5		97,4	101,2	24,4	71,3

DBO, Fósforo Total, Fósforo Solúvel e NTK

Nas Fases 2 e 3 foram realizadas determinações semanais de DBO, Fósforo Total, Fósforo Solúvel e NTK para verificar a importância da estabilidade da velocidade ascensional no reator e da utilização da UPRS.

Em média foram observadas remoções de 61,2 % de DBO, 48,9 % de NTK, 44,7 % de P total na Fase 2. Com a instalação da UPRS na Fase 3 essas remoções médias foram aumentadas para 79,2 % de DBO, 62,0% de NTK, 58,4 % de fósforo total.

A remoção de Fósforo Solúvel foi pequena nessas duas fases, sendo de 25,7 % na Fase 2 e de 26,6 % na Fase 3, o que confirma a reduzida eficiência do reator para remover compostos solúveis.

As concentrações de DBO, Fósforo Total, Fósforo Solúvel e NTK no esgoto gradeado e no efluente do reator durante as Fases 2 e 3 são mostradas nas Figuras 5.93, 5.94, 5.95 e 5.96.

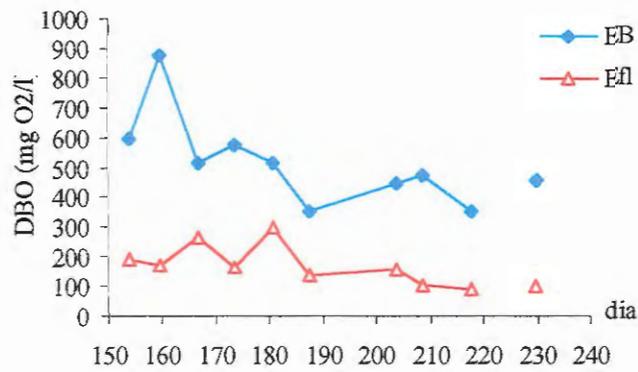


Figura 5.93: Concentrações de DBO no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.

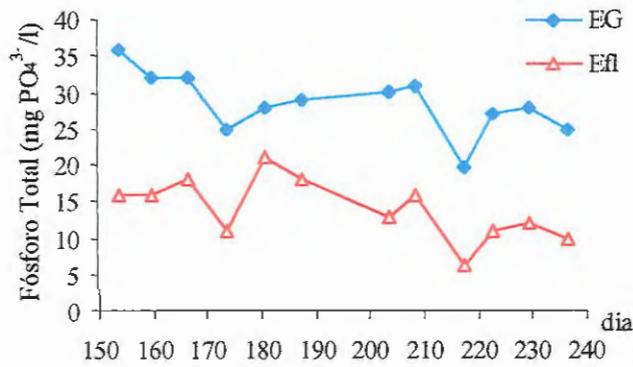


Figura 5.94: Concentrações de Fósforo Total no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.

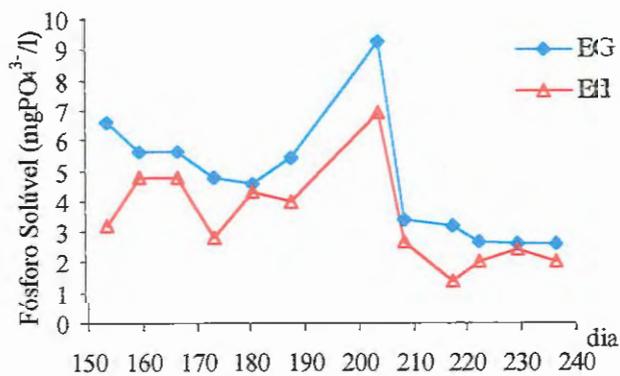


Figura 5.95: Concentrações de Fósforo Solúvel no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.

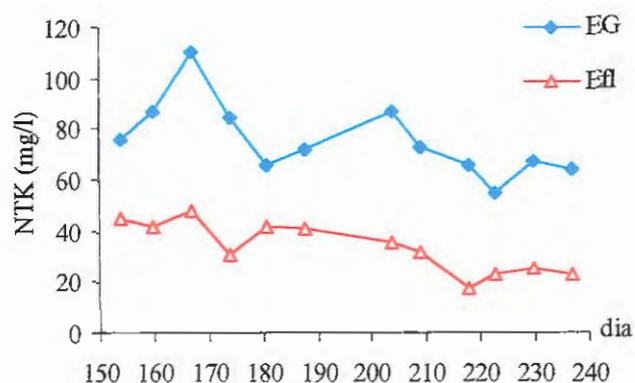


Figura 5.96: Concentrações NTK no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator.

Nas Figuras 5.93, 5.94, 5.95 e 5.96 é possível verificar que a maior estabilidade do efluente ocorreu a partir da instalação da UPRS, no 200º dia de operação, o que é confirmado pela diminuição das concentrações de DBO, Fósforo Total, Fósforo Solúvel e NTK no interior do reator durante a Fase 3, conforme mostrado nas Figuras 5.97, 5.98, 5.99 e 5.100.

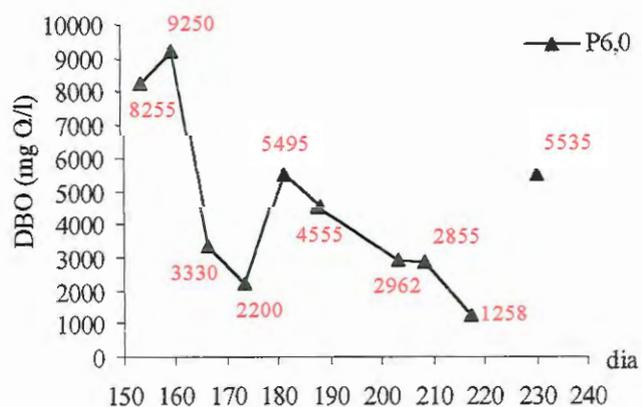


Figura 5.97: Concentrações de DBO no Interior do Reator.

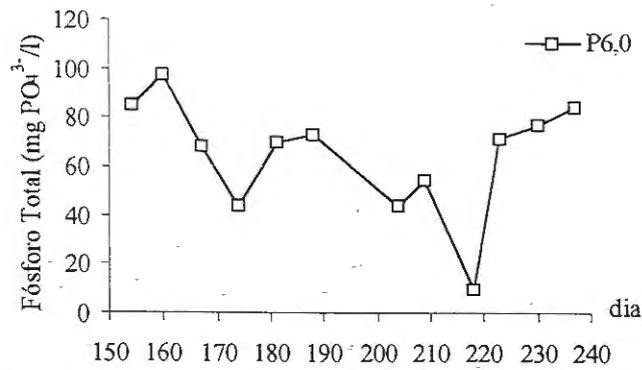


Figura 5.98: Concentrações de Fósforo Total no Interior do Reator.

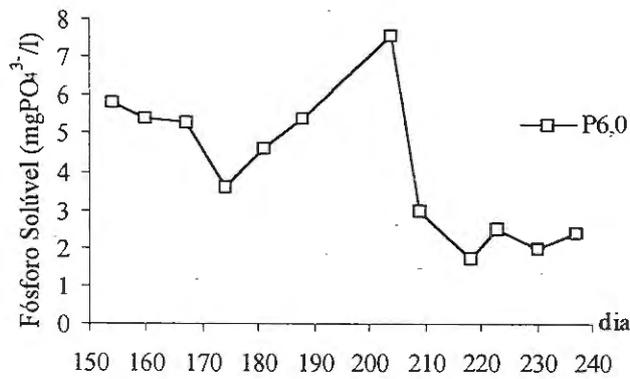


Figura 5.99: Concentrações Fósforo Solúvel no Interior do Reator.

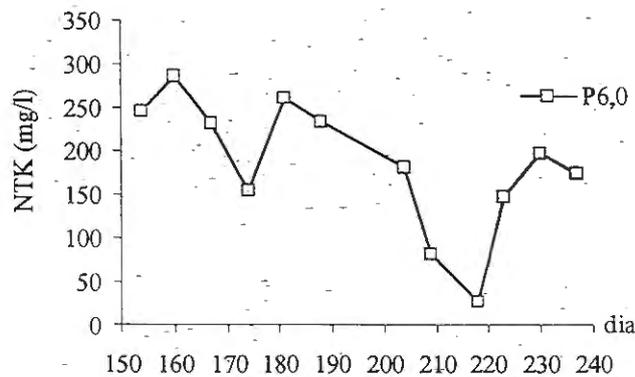


Figura 5.100: Concentrações NTK no Interior do Reator.

Apesar do reator não ser apropriado para a remoção de sólidos dissolvidos, a utilização da UPRS reteve parte do material flotante, estando possivelmente entre estes compostos de fósforo presentes em detergentes e processos industriais.

5.4.3 Resumo dos Resultados das Fases Experimentais

Para facilitar o acompanhamento da evolução da eficiência do tratamento foi elaborada a Tabela 5.22, na qual constam os dados mínimo, médio e máximo observados no efluente do reator da Fase 1 até a Fase 6; e a Tabela 5.23, que mostra a eficiência de remoção da UPRS, do Reator e da ETE.

Com os dados das Tabelas 5.23 é possível verificar que a entrada em operação da UPRS na Fase 3 resultou em melhor desempenho da ETE Experimental, o que pode ser explicado pela maior estabilidade do reator ser relacionada com a retenção preliminar de sólidos. Apesar da eficiência da UPRS ter sido pequena, a retenção de uma parcela das partículas evitou o carreamento de grandes concentrações de sólidos no efluente do reator, o que, naturalmente, contribuiu para o bom desempenho global da ETE Experimental.

Tabela 5.22: Valores Médios Observados no Efluente do Reator Durante as fases Experimentais.

Determinação	Fases					
	1	2	3	4	5	6
pH	7,13 6,60 - 7,70	7,00 6,75 - 7,20	6,99 6,60 - 7,37	7,16 7,03 - 7,30	7,12 6,98 - 7,35	7,03 6,60 - 7,66
Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ /l)	201,9 48 - 639	174,1 130 - 220	168,3 108 - 231	197,4 160 - 235	179,9 147 - 210	207,0 172 - 357
Ácidos Voláteis (mg CaCO ₃ /l)	67,0 35 - 288	55,1 31 - 83	41,9 9 - 81	18,8 16 - 21	23,0 14 - 38	36,8 23 - 65
DQO Total (mg O ₂ /l)	400 218 - 838	399 252 - 657	184 111 - 311	216 199 - 242	199 171 - 227	176 125 - 237
DQO Amostra Filtrada (mg O ₂ /l)	237 97 - 388	221 138 - 302	98 38 - 221	111 82 - 154	122 78 - 196	85 64 - 108
DBO (mg O ₂ /l)	150 94 - 262	210 142 - 302	118 95 - 163	-	-	-
Sólidos Totais (mg/l)	429 208 - 917	347 163 - 518	265 146 - 377	404 339 - 559	375 159 - 936	272 160 - 386
SST (mg/l)	201 40 - 480	79 31 - 132	53 20 - 124	96 76 - 119	103 75 - 126	74 36 - 138
SDT (mg/l)	228 32 - 496	268 119 - 441	212 101 - 298	308 234 - 440	272 35 - 840	198 103 - 330
Sólidos Sedimentáveis (mg/l)	1,4 0,0 - 6,0	0,4 0,1 - 1,8	0,3 0,1 - 1,0	0,1 0,1 - 1,2	0,2 0,1 - 1,7	0,3 0,0 - 1,0
Nitrogênio Kjeldhal (mg/l)	45 34 - 56	41 31 - 48	26 18 - 36	-	-	-
Fósforo Total (mg PO ₄ ³⁻ /l)	18,0 14,0 - 20,3	16,7 11,0 - 21,0	11,4 6,3 - 16,0	-	-	-
Fósforo Solúvel (mg PO ₄ ³⁻ /l)	3,3 2,8 - 3,7	4,0 2,8 - 4,8	2,9 1,4 - 6,9	-	-	-
Solúveis Hexano (mg/l)	31,0 12 - 48	42,0 17 - 79	16,6 7 - 34	411,5 21 - 802	13,5 6 - 19	24,4 17 - 31

* valores médios são os superiores, sendo mostrados os valores extremos logo abaixo.

Tabela 5.23: Percentuais Removidos na UPRS, no Reator e na ETE.

Determinação		Fases					
		1	2	3	4	5	6
DQO Total (mg O ₂ /l)	UPRS	-	-	8,3	1,5	3,7	5,5
	Reator	56,3	67,2	77,6	76,5	74,2	80,2
	ETE	56,3	67,2	79,5	76,9	75,8	81,0
DQO Amostra Filtrada (mg O ₂ /l)	UPRS	-	-	6,4	2,6	5,4	- 0,7
	Reator	35,7	45,8	63,7	66,7	55,9	71,5
	ETE	35,7	45,8	66,5	67,2	58,6	71,5
Sólidos Totais (mg/l)	UPRS	-	-	4,1	1,1	- 2,7	- 2,9
	Reator	36,2	48,6	57,0	39,8	41,7	57,9
	ETE	36,2	48,6	58,8	40,5	40,2	56,7
SST (mg/l)	UPRS	-	-	7,2	7,6	- 5,3	4,2
	Reator	46,3	77,6	82,0	72,0	67,0	75,3
	ETE	46,3	77,6	83,3	74,1	65,2	76,3
SDT (mg/l)	UPRS	-	-	4,6	- 10,3	- 0,3	- 9,9
	Reator	16,1	16,9	34,3	9,3	17,9	42,9
	ETE	16,1	16,9	37,3	- 0,1	17,6	37,3
Sólidos Sedimentáveis (mg/l)	UPRS	-	-	14,5	- 11,6	19,1	8,1
	Reator	83,2	94,6	93,8	98,7	94,2	95,8
	ETE	83,2	94,6	94,4	98,6	95,4	96,2
Solúveis Hexano (mg/l)	UPRS	-	-	-	-	-	-
	Reator	-	-	-	-	-	-
	ETE	8,6	48,4	73,8	- 471,5	34,8	71,3
DBO (mg O ₂ /l)	UPRS	-	-	-	-	-	-
	Reator	-	-	-	-	-	-
	ETE	59,3	61,2	72,9	-	-	-
Nitrogênio Kjeldhal (mg/l)	UPRS	-	-	-	-	-	-
	Reator	-	-	-	-	-	-
	ETE	41,8	48,9	62,0	-	-	-
Fósforo Total (mg PO ₄ ³⁻ /l)	UPRS	-	-	-	-	-	-
	Reator	-	-	-	-	-	-
	ETE	42,6	44,7	58,4	-	-	-
Fósforo Solúvel (mg PO ₄ ³⁻ /l)	UPRS	-	-	-	-	-	-
	Reator	-	-	-	-	-	-
	ETE	44,6	25,7	26,6	-	-	-

Os melhores resultados de SST e de Solúveis em Hexano foram obtidos na Fase 3, enquanto na Fase 6 foram observadas as maiores remoções de DQO_T , DQO_{AF} , ST, SDT e Sólidos Sedimentáveis.

Essas duas fases apresentaram em comum carga orgânica volumétrica da ordem de $10,0 \text{ kg } DQO_T/m^3.d$, velocidade ascensional de $10,5 \text{ m/h}$, tempo de detenção hidráulica de $3,1 \text{ h}$, taxa de recirculação de $0,85$ e utilização da UPRS, tendo como principal diferença o leito suporte formado por 1.500 e 3.500 kg de partículas de CAG na Fase 3 e na Fase 6, respectivamente.

Também é possível afirmar com os resultados observados nas Fases 3 e 6 que o aumento da escala não prejudicou a eficiência de remoção de DQO_T e SST, já que os resultados semelhantes foram obtidos por diferentes autores em reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado em escala de laboratório e piloto.

No entanto, apesar das boas remoções percentuais obtidas nas Fases 3 e 6, o efluente do reator ainda apresentou valores elevados de DQO_T e de SST, o que recomenda a utilização de unidade para tratamento complementar do efluente do reator anaeróbio de leito expandido.

5.5. Monitoramento Complementar

5.5.1. Tempo de Detenção Hidráulica

Para verificar a importância do tempo de detenção hidráulica, a partir da Fase 4 foram coletadas amostras do efluente em dois horários distintos. A primeira coleta, denominada de Pontual, continuou sendo realizada as 08:00 horas; enquanto a segunda coleta, denominada de TDH', foi realizada após o tempo de detenção hidráulica teórico (TDH'), sendo aproximadamente as 10:40 horas nas Fases 4 e 5 e as 11:10 horas na Fase 6.

As determinações físico-químicas dos efluentes coletados nesses dois horários apresentaram resultados com pequena diferença, sendo que, na maioria dos casos, o efluente TDH' apresentou maiores valores nas concentração de DQO_T , DQO_{AF} , ST, SST, pH, Alcalinidade Total e Ácidos Voláteis.

O desempenho do reator demonstrou ser estável do ponto de vista operacional, porém sendo observadas algumas diferenças entre os valores dos efluentes pontual e TDH', o que ocorreu na maioria das amostras em relação a DQO_{AF} .

Em média o efluente TDH' foi superior ao efluente Pontual, tendo sido obtidos valores maiores 16,0% de DQO_T e 19,0% de DQO_{AF} na Fase 4; 37,6% de DQO_T e 24,5% de DQO_{AF} na Fase 5; e 26,7 % de DQO_T e 43,9% de DQO_{AF} na Fase 6.

Nas Figuras 5.101 e 5.102 são apresentados os valores de DQO_T e DQO_{AF} do efluente pontual e do efluente TDH', enquanto nas Figuras 5.103 e 5.104 são apresentadas os valores de remoções de DQO_T e DQO_{AF} observados no reator, respectivamente.

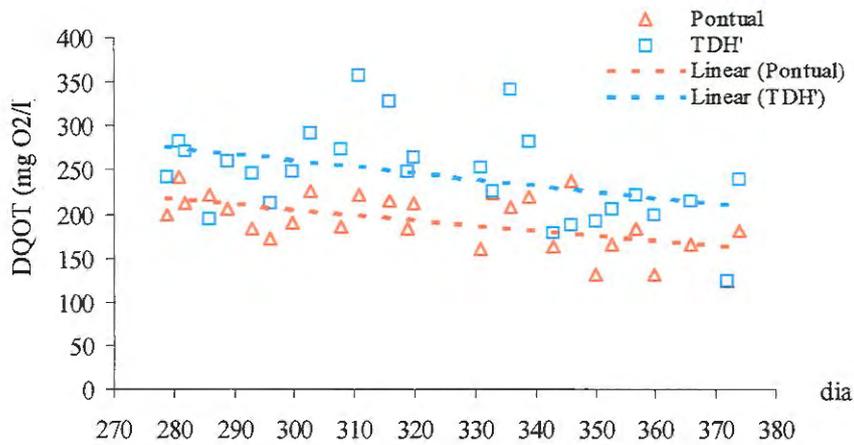


Figura 5.101: Valores de DQO_T do efluente pontual e do efluente TDH'.

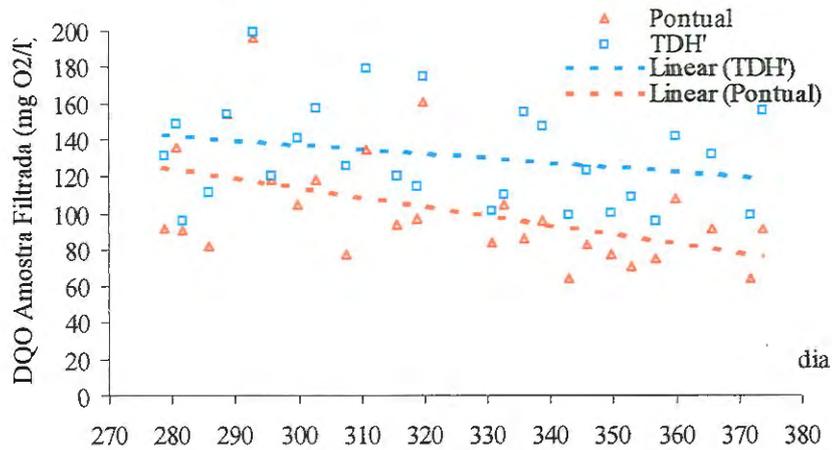


Figura 5.102: Valores de DQO_{AF} do efluente pontual e do efluente TDH'.

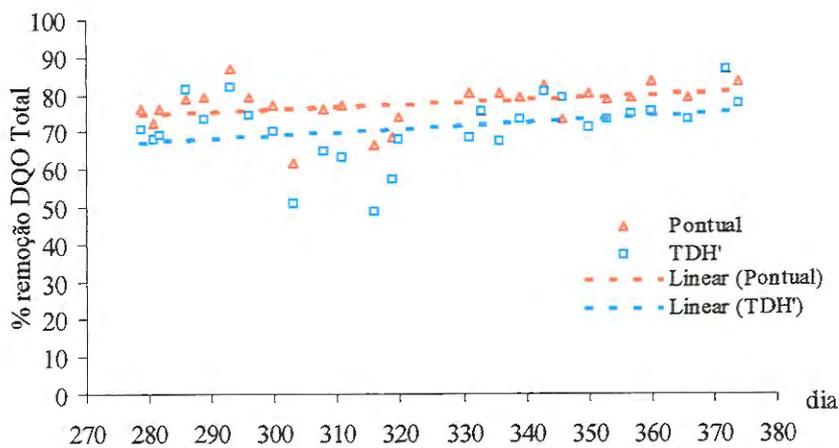


Figura 5.103: Valores Percentuais da Remoção de DQO_T no efluente pontual e no efluente TDH'.

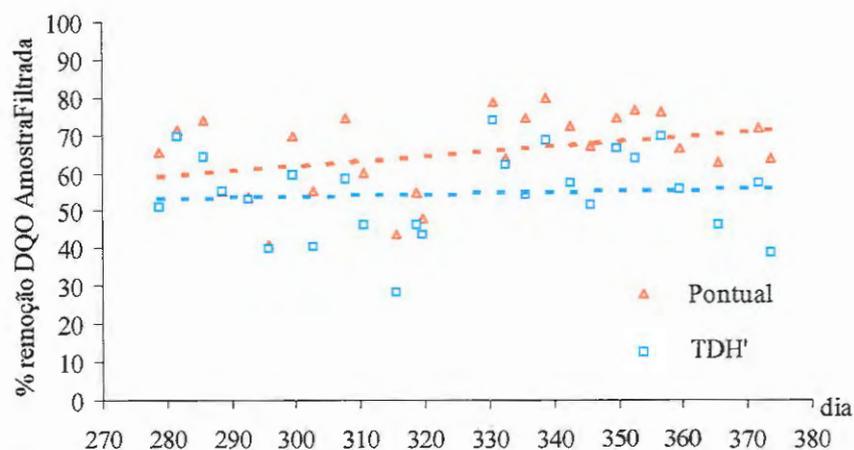


Figura 5.104: Valores Percentuais da Remoção de DQO_{AF} no efluente pontual e no efluente TDH'.

Na Fase 6 ocorreram os menores valores de DQO_T e DQO_{AF} no efluente pontual e no efluente TDH', possivelmente pela redução da velocidades ascensional nessa Fase.

As tendências lineares da DQO_T e DQO_{AF} no efluente TDH' foram diferenciadas, indicando ter sido pequena a retenção de material coloidal e dissolvido no interior do reator, o que mais uma vez estava de acordo com as observações do monitoramento pontual.

Também em relação as concentrações de sólidos foi verificado que os valores do efluente TDH' foram aproximados aos valores do efluente pontual, tendo ocorrido as menores diferenças de ST na Fase 5 (0,5%); de SST na Fase 6 (3,4%); e de SDT (4,9%) na Fase 4.

As concentrações obtidas no efluente pontual e no efluente TDH' e os percentuais de remoções, de ST, SST e SDT são apresentados nas Figuras 5.105, 5.106, 5.107, 5.108, 5.109 e 5.110.

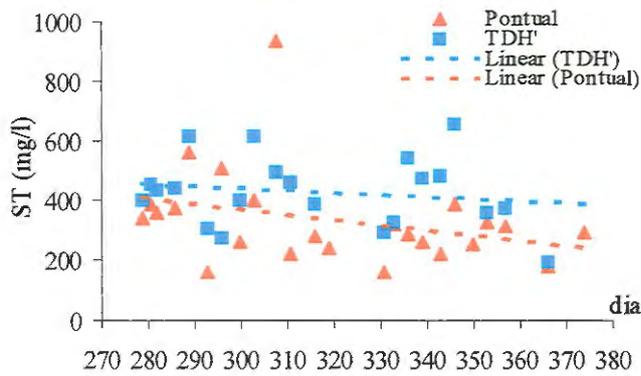


Figura 5.105 : Concentrações de Sólidos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.

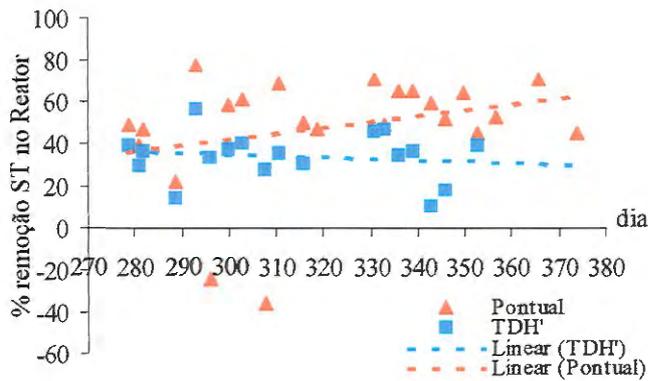


Figura 5.106: Valores dos Percentuais Removidos de Sólidos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.

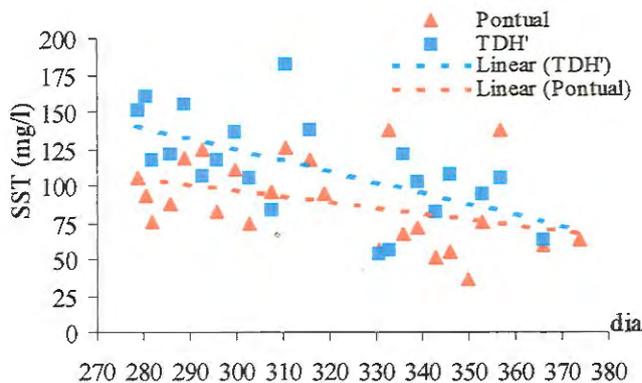


Figura 5.107: Concentrações de Sólidos Totais Suspensos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.

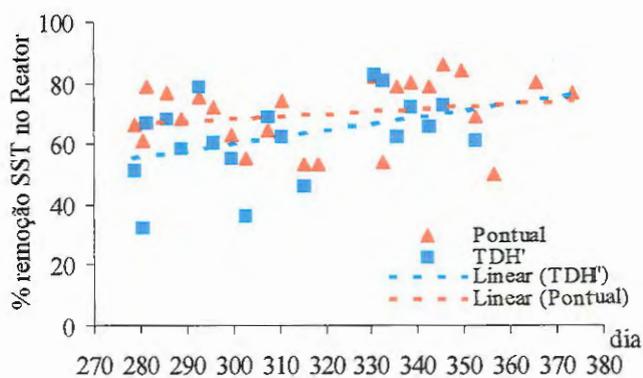


Figura 5.108: Valores dos Percentuais Removidos de Sólidos Suspensos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.

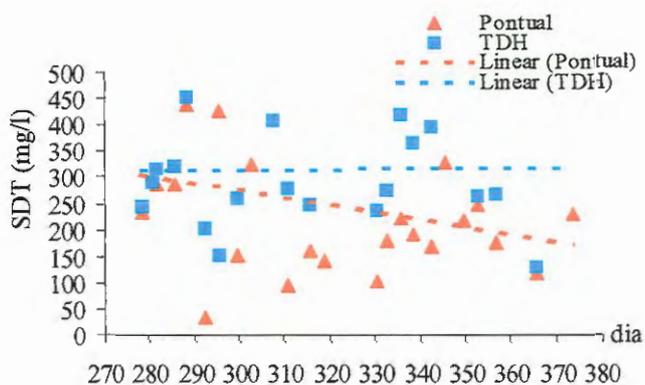


Figura 5.109: Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.

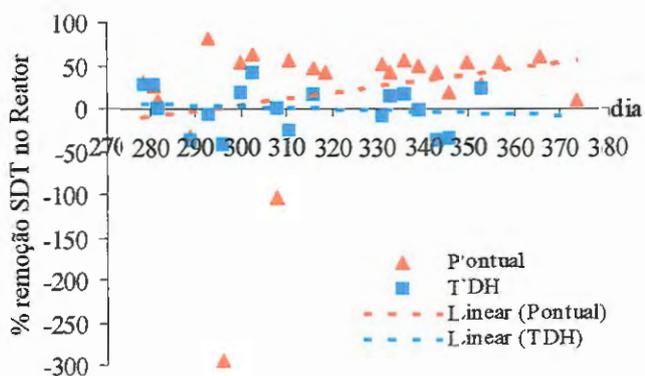


Figura 5.110: Valores dos Percentuais Removidos de Sólidos Dissolvidos Totais no Efluente Pontual e no Efluente TDH.

É importante observar que, em termos de SST, o efluente TDH' apresentou concentrações médias aceitáveis, já que as concentrações de sólidos tiveram aumento do efluente pontual para o efluente TDH' de 96 mg/l para 141 mg/l (45 mg/l) na Fase 4; de 103 mg/l para 124 mg/l (21 mg/l) na Fase 5 e de 74 mg/l para 88 mg/l (14 mg/l) na Fase 6.

Os melhores resultados da Fase 6 podem ser explicados pela diminuição da velocidade ascensional para 10,5 m/h e pela colocação de mais 2000 kg de partículas de CAG a partir da Fase 5.

Contudo, foram observadas grandes variações nas concentrações de SDT e ST, o que demonstra que, apesar do reator ter sido estável nas remoções de SST, não foi apropriado para remover (ou reter) compostos dissolvidos e coloidais.

Por outro lado, o aumento no leito suporte não resultou na retenção (adsorção) de grandes concentrações de compostos dissolvidos e coloidais, o que dificulta a tentativa de explicar os menores resultados de remoção de SDT na Fase 5, quando comparados com os resultados verificados na fase 6.

Independente da falta de explicação adequada, mais uma vez foi comprovada a necessidade da ETE dispor de unidade apropriada para tratamento complementar do efluente do reator.

As diferenças nos valores de pH do efluente pontual e do efluente TDH' também foram observadas, tendo sido pequenas, com os valores sempre próximos a 7,0. Na Figura 5.111 são mostrados os valores de pH do efluente pontual e do efluente TDH'.

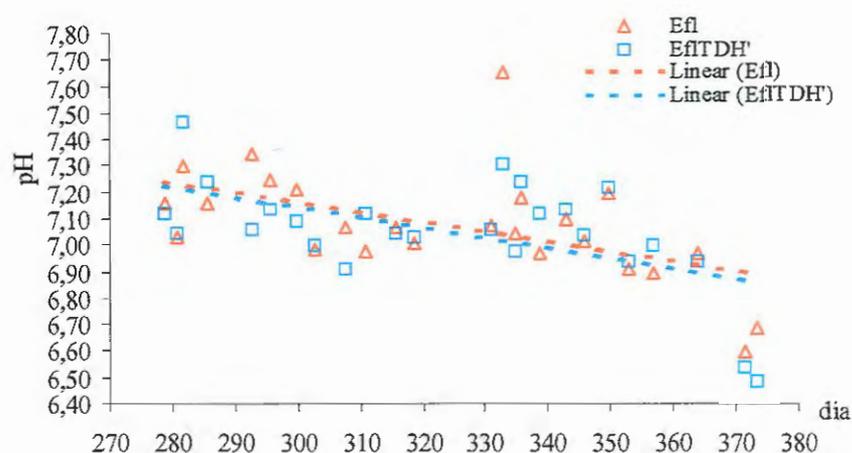


Figura 5.111: Valores de pH no Efluente Pontual e no Efluente TDH'.

A aplicação de suspensão de bicarbonato de sódio nas Fases 4 e 5, imediatamente após a coleta das amostras pontuais, parece ter alterado o equilíbrio das concentrações de alcalinidade total e de ácidos voláteis, o que resultou em ligeiro acréscimo dos valores de pH no efluente TDH'.

Em média as concentrações de alcalinidade total do efluente TDH' foram superiores as do efluente pontual em 29,4 mg/l na Fase 4, 21,0 mg/l na Fase 5 e 17,0 mg/l na Fase 6, tendo as tendências lineares desses efluentes sido crescente e paralelas, o que indica pequena alteração entre os valores.

Também foram observadas concentrações de ácidos voláteis no efluente TDH' maiores que as do efluente pontual, sendo a diferença média de 12,7 mg/l na Fase 4; 24,2 mg/l na Fase 5 e 3,0 mg/l na Fase 6.

Nas Figuras 5.112 e 5.113 são apresentados as concentrações de alcalinidade total e de ácidos voláteis observadas durante a pesquisa.

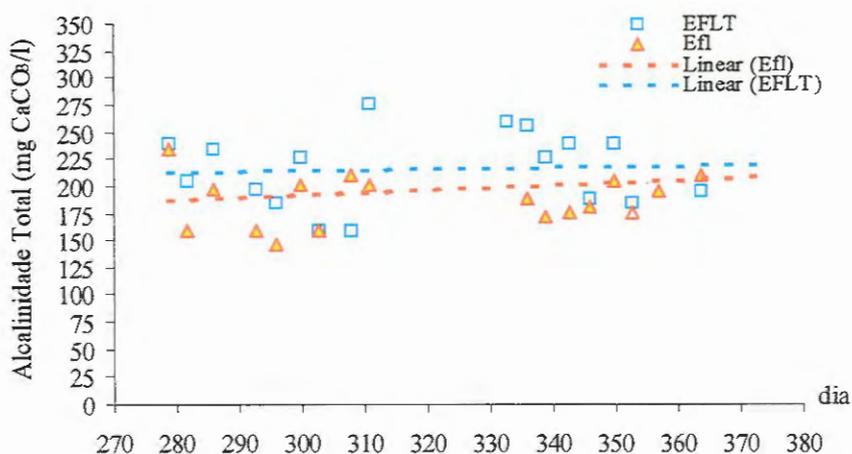


Figura 5.112: Concentrações de Alcalinidade Total no Efluente Pontual e no Efluente TDH'.

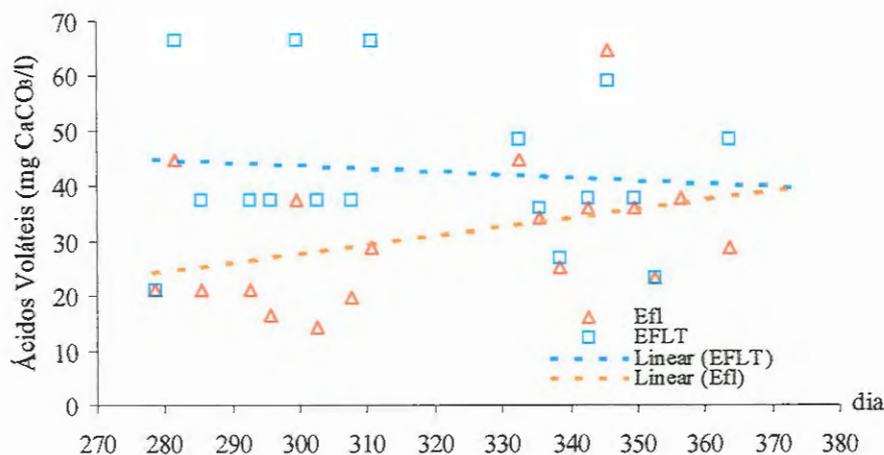


Figura 5.113: Concentrações de Ácidos Voláteis no Efluente Pontual e no Efluente TDH'.

O efluente pontual apresentou tendência de crescimento das concentrações de ácidos voláteis, o que foi diferente da tendência linear mais estável do efluente TDH'.

Na Tabela 5.24 são apresentados os resultados médios das determinações físico-químicas do esgoto gradeado, do efluente da UPRS, do efluente pontual e do efluente TDH', sendo ainda mostrados os percentuais de remoção no Reator e na ETE.

Tabela 5.24: Resultados e Remoções Médias Observadas no Reator e na ETE.

Determinação	Fase	EG	EGS	Efl	Efl _T	% Remoção			
						Pontual		TDH'	
						Reator	ETE	Reator	ETE
pH	4	7,21	7,14	7,16	7,22	-	-	-	-
	5	7,17	7,22	7,12	7,05	-	-	-	-
	6	7,17	7,14	7,03	7,00	-	-	-	-
Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ /l)	4	216	220	197	227	-	-	-	-
	5	202	214	180	201	-	-	-	-
	6	227	231	207	224	-	-	-	-
Ácidos Voláteis (mg CaCO ₃ /l)	4	67	66	29	42	-	-	-	-
	5	60	62	23	47	-	-	-	-
	6	68	70	37	40	-	-	-	-
DQO _T (mg O ₂ /l)	4	936	922	216	250	76,5	76,9	72,9	73,1
	5	855	824	199	274	74,2	75,8	64,4	66,8
	6	944	892	176	221	80,2	81,0	75,2	76,6
DQO _{AF} (mg O ₂ /l)	4	321	313	111	128	66,7	67,2	60,3	61,2
	5	303	287	122	148	55,9	58,6	46,5	49,3
	6	304	306	85	121	71,5	71,5	59,2	58,6
Sólidos Totais (mg/l)	4	679	672	404	466	39,8	40,5	30,6	31,4
	5	627	644	375	418	37,6	37,3	37,1	34,9
	6	629	647	272	410	57,7	56,7	32,8	30,6
SST (mg/l)	4	371	343	96	141	72,0	74,1	58,9	61,9
	5	297	313	103	124	64,2	63,5	58,6	60,5
	6	313	300	74	88	74,7	74,3	71,4	73,1
SDT (mg/l)	4	308	340	308	325	9,3	- 0,1	4,4	- 5,5
	5	330	331	272	294	17,8	12,9	0,4	7,5
	6	316	348	198	323	42,1	30,6	- 4,6	- 33,8

Os melhores resultados do efluente TDH' ocorreram na Fase 6, o que também ocorreu durante o monitoramento realizado nas Fases Experimentais.

Contudo, a comparação entre os resultados do efluentes pontuais e TDH' na Fase 6 mostram que os percentuais removidos no reator foram menores nas amostras

TDH' do que nas amostras pontuais, sendo em média 5,0% menor na DQO_T ; 12,3% na DQO_{AF} ; 9,8% nos ST; 13,1% nos SST e 4,9% nos SDT.

Em relação ao material particulado parece que não existe grandes diferenças, porém quando se considera os compostos dissolvidos, como sólidos dissolvidos totais (SDT) e Demanda Química da Amostra Filtrada (DQO_{AF}) é significativa a perda de eficiência, o que confirma o baixo desempenho do reator pesquisado para remover compostos solúveis.

5.5.2. Perfis de Coletas Horárias

Para melhor caracterização das variações observadas no esgoto sanitário e no efluente do reator foram realizados 3 (três) perfis, com coleta de hora em hora, durante 13 vezes consecutivas, sendo :

- Perfil 1 com 12 horas de duração, de 18:00 até 06:00 horas, realizado no 168° e 169° dia de operação (Fase 2);
- Perfil 2 com 12 horas de duração, de 06:00 até 18:00 horas, realizado no 174° dia de operação (Fase 2);
- Perfil 3 com 12 horas de duração, de 06:00 até 18:00 horas, realizado no 357° dia de operação (Fase 6);

Esses perfis foram realizados em conjunto com os alunos do programa de pós-graduação da EESC-USP: Engo. Rogério Gomes Penetra (Perfil 1, 2 e 3), Engo. Neyson Martins Mendonça (Perfil 1 e 2) e alunos de iniciação científica Cristiano Luchesi Niciura e Marco Antônio Silva (Perfil 2 e 3).

Perfil 1

No Perfil 1 foi possível verificar que existe grande diferença na composição do esgoto gradeado durante a noite e a madrugada, bem como, que esses valores foram inferiores aos valores comumente observados no monitoramento “de rotina” da pesquisa.

A diminuição progressiva da vazão e carga orgânica do esgoto gradeado foi de acordo com os resultados esperados para zona urbana residencial. Contudo, as concentrações elevadas de fósforo total somente podem ser atribuídas ao lançamento de efluentes industriais.

Como ocorre em praticamente todas as ETEs que utilizam tratamento biológico, a eficiência de remoção de DQO_T e DQO_{AF} foi acentuadamente reduzida

durante a madrugada, em virtude da diminuição dos valores de DQO do esgoto gradeado, conforme pode ser verificado nas Figuras 5.114 e 5.115, enquanto nas Figuras 5.116 e 5.117 são mostradas as COV_T e COV_{AF} .

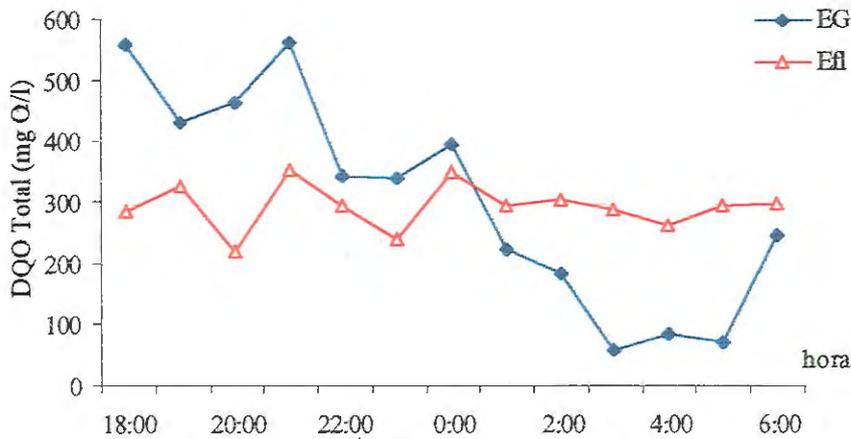


Figura 5.114: Valores de DQO Total do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator Observados no Perfil 1.

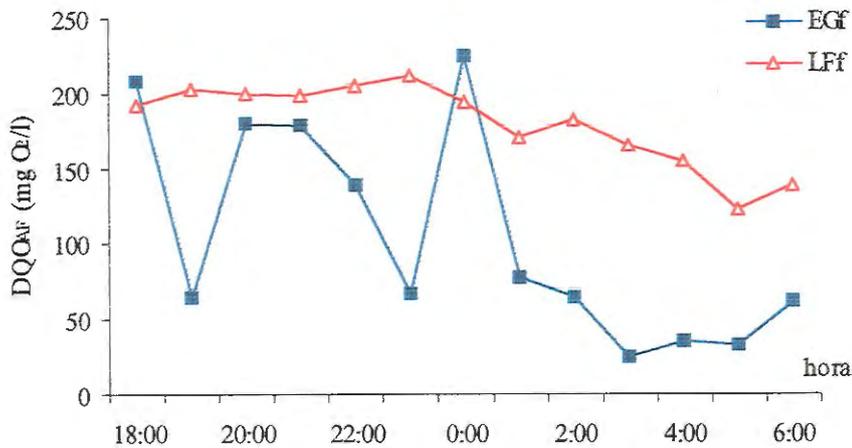


Figura 5.115: Valores de DQO da Amostra Filtrada do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator Observados no Perfil 1.

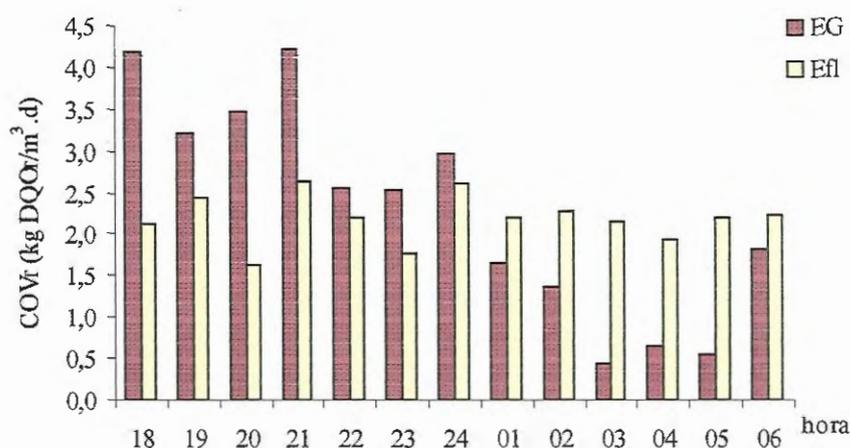


Figura 5.116: Valores de Carga Orgânica Volumétrica, como DQO Total, do esgoto gradeado e do Efluente do Reator Observados no Perfil 1.

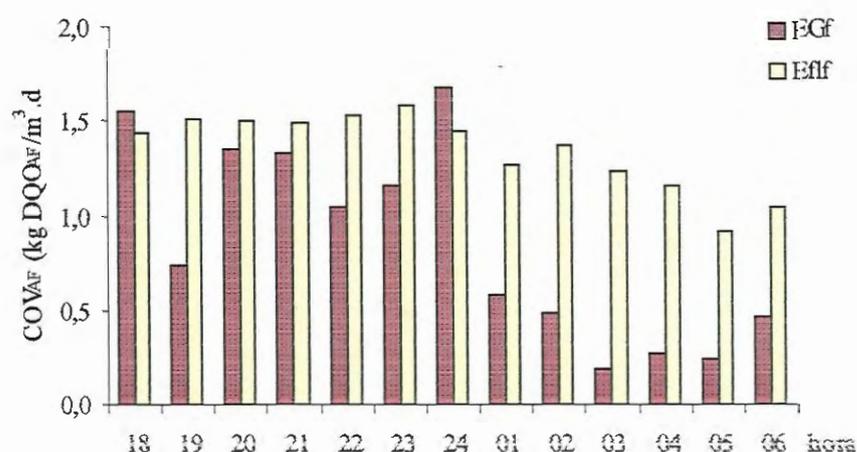


Figura 5.117: Valores de Carga Orgânica Volumétrica, como DQO da Amostra Filtrada, do Esgoto Gradeado e do Efluente do Reator Observados no Perfil 1.

É importante observar que os valores de DQO_T foram mais estáveis no efluente do que no esgoto gradeado, o que indica a capacidade do reator para suportar a variação da carga orgânica afluyente.

Na maioria das determinações horárias os valores de DQO_{AF} do efluente foram superiores aos do esgoto gradeado, o que pode indicar a liberação de subprodutos solúveis pelos microrganismos decompositores do substrato.

Os menores valores de Sólidos Sedimentáveis e de Fósforo Total no esgoto gradeado ocorreram entre 18:00 e 24:00 horas, conforme pode ser observado nas Figuras 5.118 e 5.119.

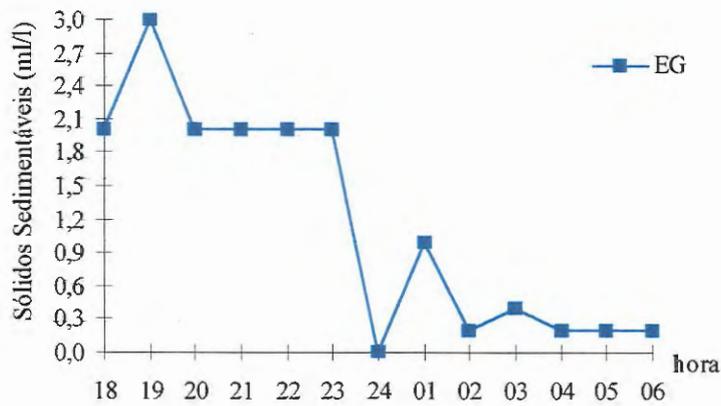


Figura 5.118: Valores de Sólidos Sedimentáveis do Esgoto Gradeado Observados no Perfil 1.

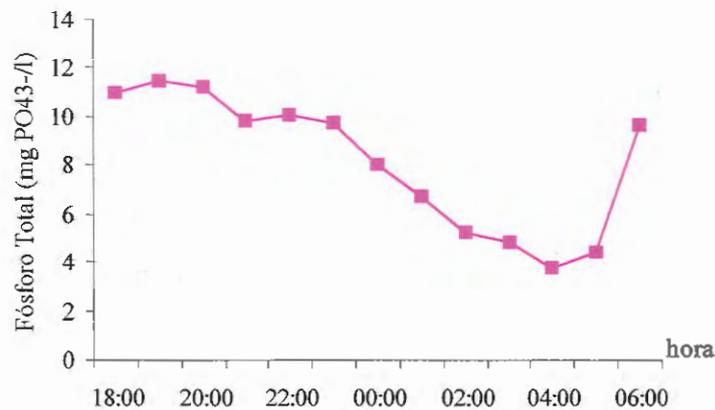


Figura 5.119: Valores de Fósforo Total (b) do Esgoto Gradeado Observados no Perfil 1.

As concentrações de Fósforo Total podem ser atribuídas ao lançamento de efluentes industriais no coletor de esgoto sanitário, o que deve ter ocorrido inclusive durante a madrugada, já que nesse período as concentrações de Fósforo Total foram superiores a 3,73 mg PO₄³⁻/l.

As concentrações de ST e de SST no esgoto gradeado foram reduzindo

gradativamente, tendo os valores máximo e mínimo de ST ocorrido as 18:00 e as 03:00 horas, respectivamente, conforme pode ser observado nas Figuras 5.120 e 5.121.

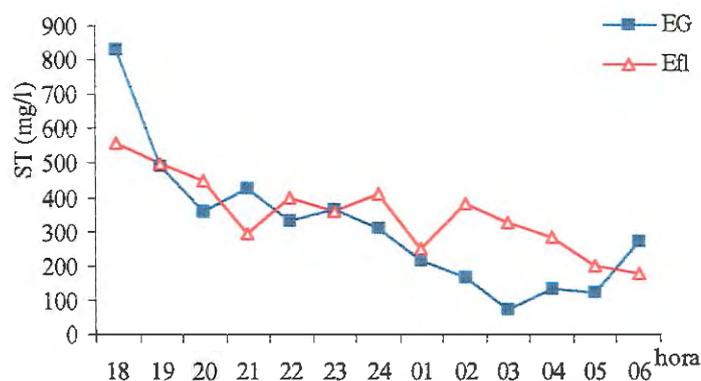


Figura 5.120: Concentrações de Sólidos Totais no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator durante o Perfil 1.

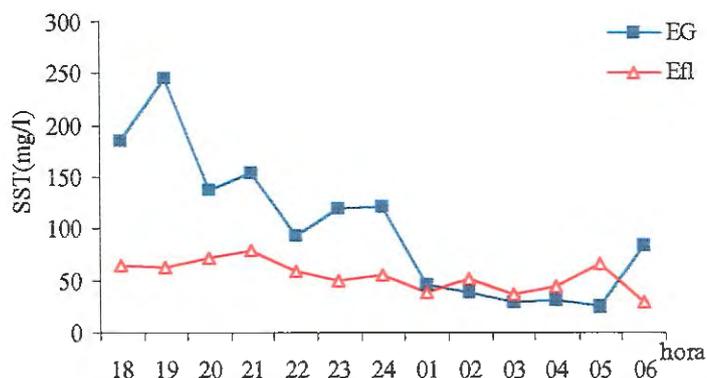


Figura 5.121: Concentrações de Sólidos Suspensos Totais no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator durante o Perfil 1.

As pequenas concentrações de SST no efluente do reator podem ser explicadas pela queda das concentrações de SST no esgoto gradeado, o que, naturalmente, reduziu a concentração de SST no afluente do reator.

Conforme mostrado na Figura 5.122, as concentrações de SdT no efluente foram, na maioria das vezes, superiores as observadas no esgoto gradeado, o que pode explicar a pequena remoção de ST durante o Perfil 1, bem como, indicar que na degradação do substrato pode ocorrer liberação de sub-produtos dissolvidos e coloidais.

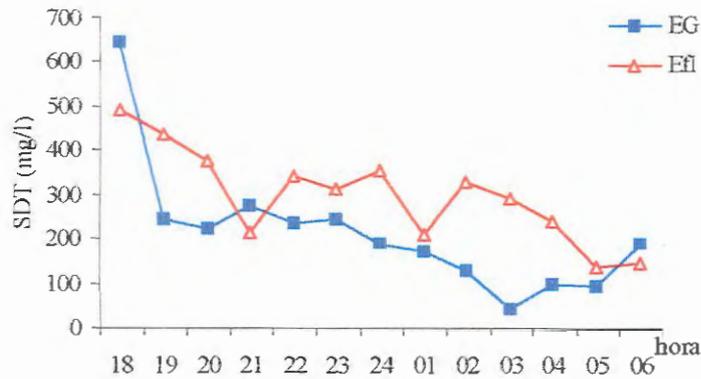


Figura 5.122: Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 1.

Na Figura 5.123 são apresentadas os percentuais removidos de ST, SST e SDT no Perfil 1, sendo possível verificar que as remoções de SDT foram negativas na maior parte do tempo, o que resultou em maiores concentrações de ST no efluente do reator, especialmente durante a madrugada.

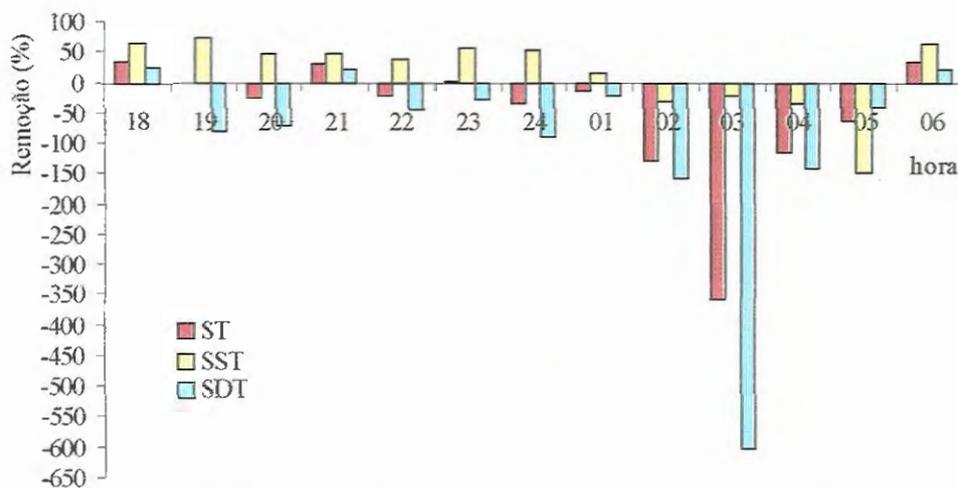


Figura 5.123: Remoções Percentuais de ST, SST e SDT no Perfil 1.

Durante o Perfil foram observadas pequenas variações nos valores de pH, conforme pode ser observado na Figura 5.124. Essa estabilidade dos valores de pH pode ser atribuída a característica alcalina do esgoto gradeado e a capacidade tampão de alcalinidade no interior do reator.

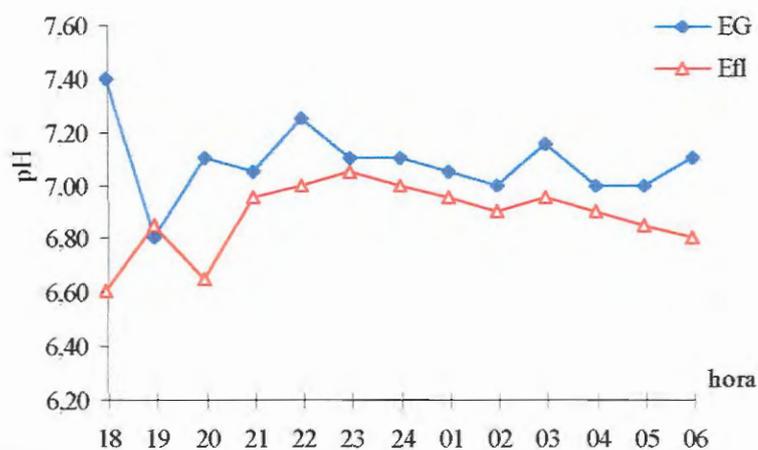


Figura 5.124: Valores de pH no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 1.

Durante a realização do Perfil 1 ocorreu diminuição das concentrações de alcalinidade total e aumento das concentrações de ácidos voláteis, conforme pode ser observado nas Figuras 5.125 e 5.126.

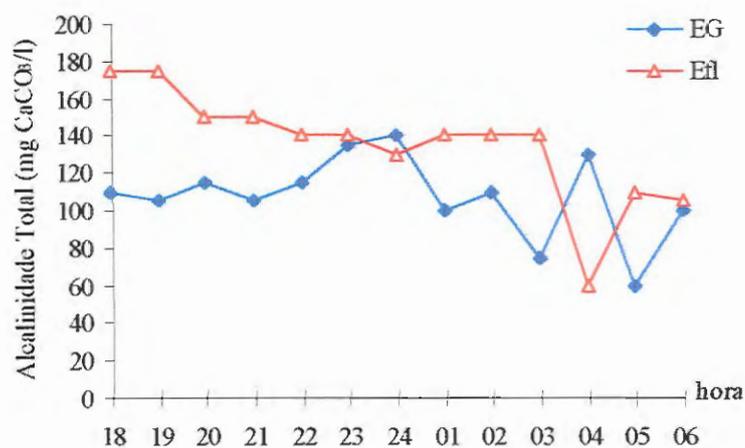


Figura 5.125: Valores Alcalinidade Total no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 1.

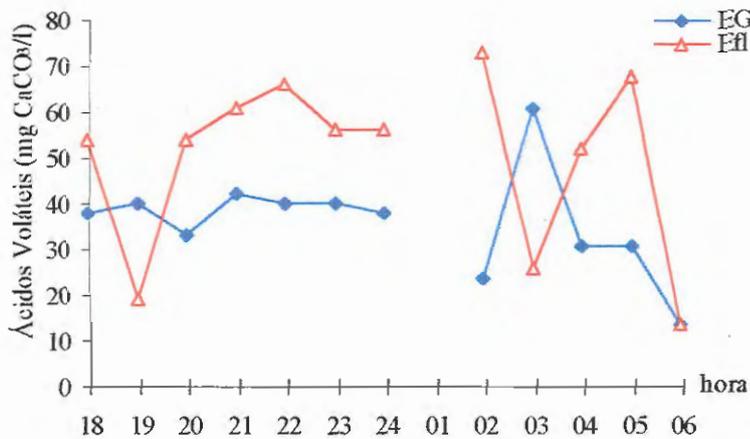


Figura 5.126: Valores de Ácidos Voláteis no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 1.

As variações nas concentrações de alcalinidade total e de ácidos voláteis demonstraram a importância do emprego da suspensão de bicarbonato de sódio para a estabilidade do reator, sendo, a partir do Perfil 1 definida a correção da alcalinidade duas vezes por dia, no início da manhã e no final da tarde.

Durante a coleta das amostras foram realizadas medições do nível d'água (H) na tubulação coletora de esgoto sanitário, tendo o nível de esgoto sanitário passando de 30,0 cm as 18:00 horas para 5,0 cm as 05:00 horas, conforme pode ser observado na Figura 5.127.

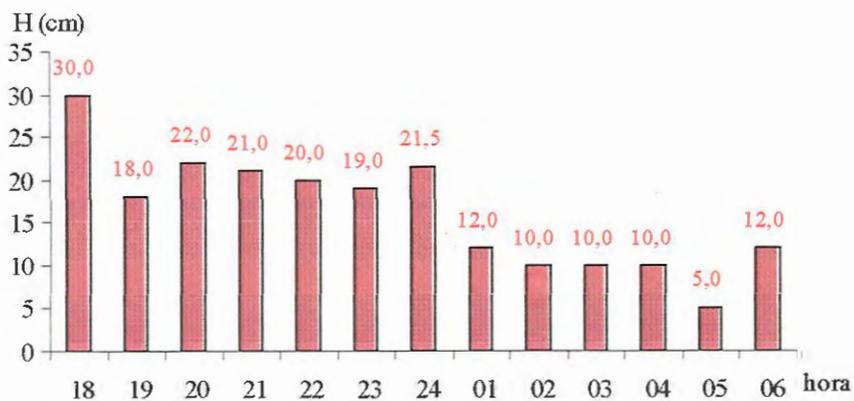


Figura 5.127: Nível de Esgoto Sanitário no Coletor Durante o Perfil 1.

O nível médio de esgoto sanitário no interceptor foi de 21,6 cm e de 9,8 cm nos períodos de 18:00 a 24:00 horas e de 01:00 a 06:00 horas, respectivamente, o que resultou nas relações $H/D = 0,36$ durante a noite e $H/D = 0,16$ durante a madrugada.

Esses resultados confirmam a progressiva redução na geração de esgoto sanitário durante o período noturno, o que é melhor caracterizado em bacias coletoras pequenas, como é o caso da Bacia Coletora do Tijuco Preto, São Carlos – SP.

Por outro lado, a pequena relação H/D durante a madrugada pode explicar alguns minutos de paralisação do CMB1 nas Fases 1 e 2, já que existiram ocasiões em que a vazão do CMB1 foi superior a vazão de esgoto gradeado afluente ao poço úmido 1.

Além disso, é importante ressaltar que essas Fases (1 e 2) ocorreram durante o período do inverno, quando o consumo de água é menor (especialmente durante o período noturno).

Perfil 2

O Perfil 2 foi realizado durante o período diurno, tendo apresentado valores de DQO_T , DQO_{AF} e de fósforo total superiores aos normalmente observados em esgotos sanitários de origem doméstica, o que, novamente, caracterizou contribuição de efluentes industriais.

Em média o esgoto gradeado apresentou 1195 mg/l de DQO_T e 474 mg/l de DQO_{AF} , tendo valores extremos de 718 mg/l a 1724 mg/l para a DQO_T e de 159 mg/l a 363 mg/l para a DQO_{AF} .

As variações de DQO_T e DQO_{AF} e os valores horários das Cargas Orgânicas Volumétricas (COV_T e COV_{AF}), no esgoto gradeado e no efluente do reator podem ser observadas nas Figuras 5.128, 5.129, 5.130 e 5.131.

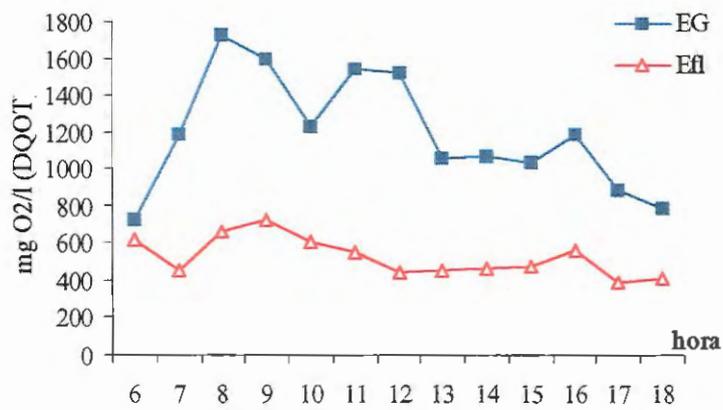


Figura 5.128: Valores de DQO_T do esgoto gradeado Observados no Perfil 2.

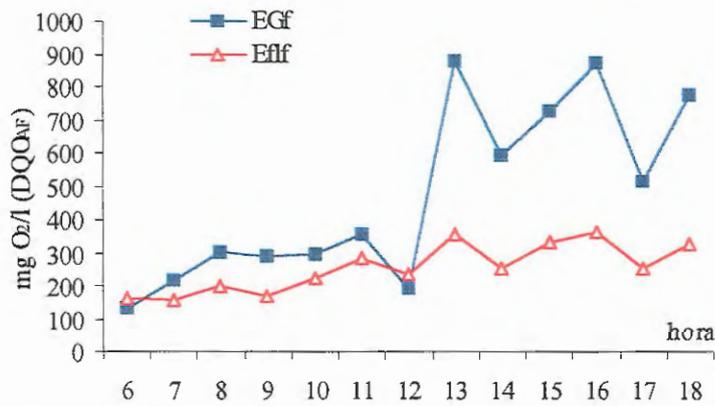


Figura 5.129: Valores de DQO_{AF} do esgoto gradeado Observados no Perfil 2.

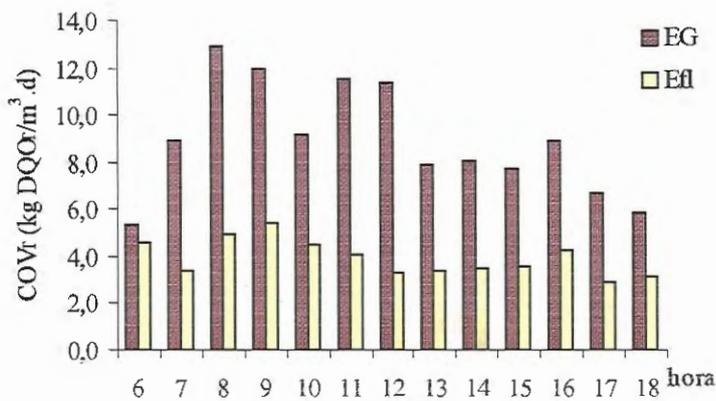


Figura 5.130: Valores de COV_T do esgoto gradeado Observados no Perfil 2.

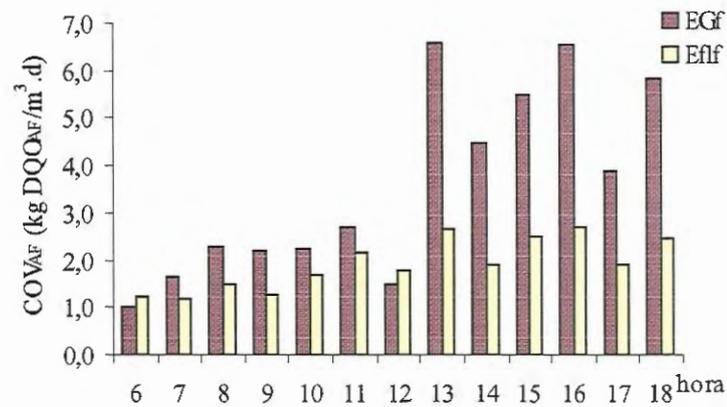


Figura 5.131: Valores de COV_{AF} do esgoto gradeado Observados no Perfil 2.

No período da tarde ocorreu redução nos valores de DQO_T e aumento nos valores de DQO_{AF} , o que pode ser explicado pelo lançamento de maior volume de material coloidal e dissolvido no esgoto sanitário.

Apesar dos valores elevados de DQO_T e DQO_{AF} no esgoto gradeado, os valores de DQO_T no efluente do reator foram estáveis, enquanto os valores de DQO_{AF} tiveram aumento durante o Perfil 2.

No efluente do reator foram observados valores extremos de 384 mg/l e 721 mg/l de DQO_T e de 159 mg/l e 362 mg/l de DQO_{AF} , sendo observadas remoções médias de 54,1% e 34,2% para DQO_T e DQO_{AF} , respectivamente, conforme pode ser observado na Figura 5.132

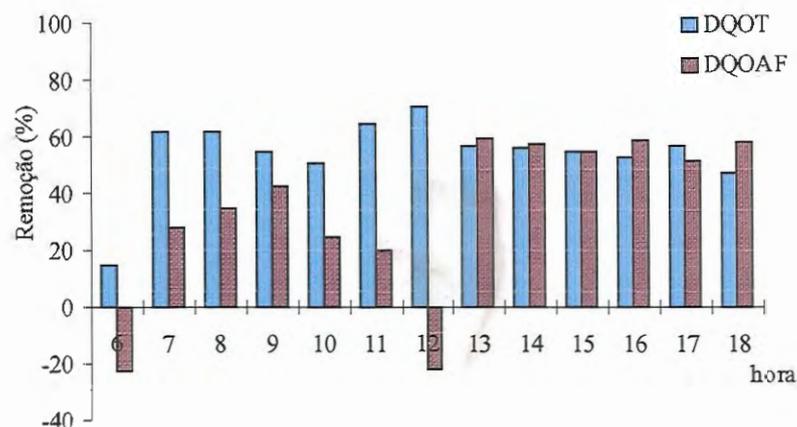


Figura 5.132: Remoções de Demanda Química de Oxigênio Total (DQO_T) e da Amostra Filtrada (DQO_{AF}) no Perfil 2.

As pequenas remoções de DQO_{AF} durante o Perfil 2 tiveram dois valores negativos, as 06:00 e as 12:00 horas, o que novamente confirma que o reator não é apropriado para remover compostos desse tipo.

Por outro lado, a pequena remoção de DQO_T as 06:00 horas reduziu o valor média de remoção, porém foi um indicativo de que a eficiência da ETE deveria ser melhorada também em termos de retenção de material particulado, o que foi utilizado como justificativa para a instalação da UPRS a partir da Fase 3.

No Perfil 2 também foram observadas grandes concentrações de fósforo total no esgoto gradeado, caracterizando novamente, junto com os valores de DQO_T , a ocorrência de lançamentos de esgoto industrial. Na Figura 5.133 são apresentados os valores de Fósforo Total.

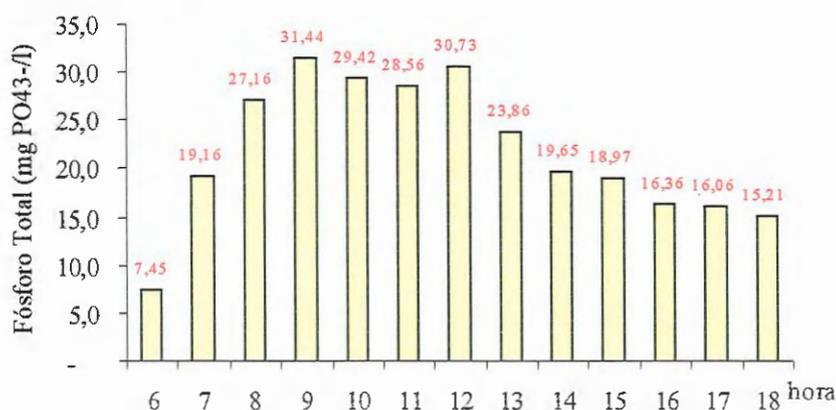


Figura 5.133: Concentrações de Fósforo Total no Esgoto Gradeado no Perfil 2.

No Perfil 2 foram obtidos valores médios de 6,77 e 6,90 para o esgoto gradeado e o efluente do reator, respectivamente, tendo os valores extremos ficado entre 6,00 e 7,40 no esgoto gradeado e entre 6,7 e 7,0 no efluente do reator.

As concentrações de alcalinidade total e de ácidos voláteis apresentaram comportamentos distintos no esgoto gradeado no efluente do reator. No esgoto gradeado ocorreu diminuição significativa das concentrações de alcalinidade total, o que pode ter sido ocasionado pelo lançamento de efluentes ácidos.

No efluente do reator foi observado aumento nas concentrações de AV, porém sem que fossem atingidos valores acima de 100 mg/l, tendo no mesmo período a alcalinidade total valores próximos a 150 mg/l. Nas Figuras 5.134, 5.135 e 5.136 são apresentadas as variações de pH, alcalinidade total (AT) e ácidos voláteis (AV) durante o Perfil 2.

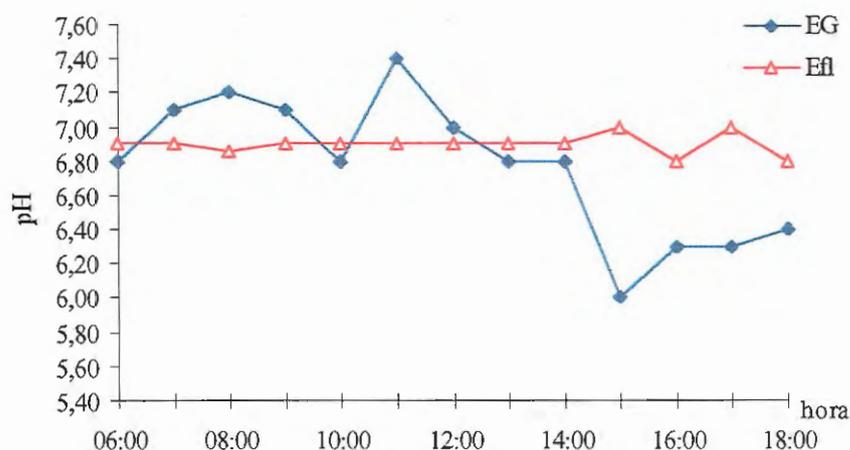


Figura 5.134: Valores de pH no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.

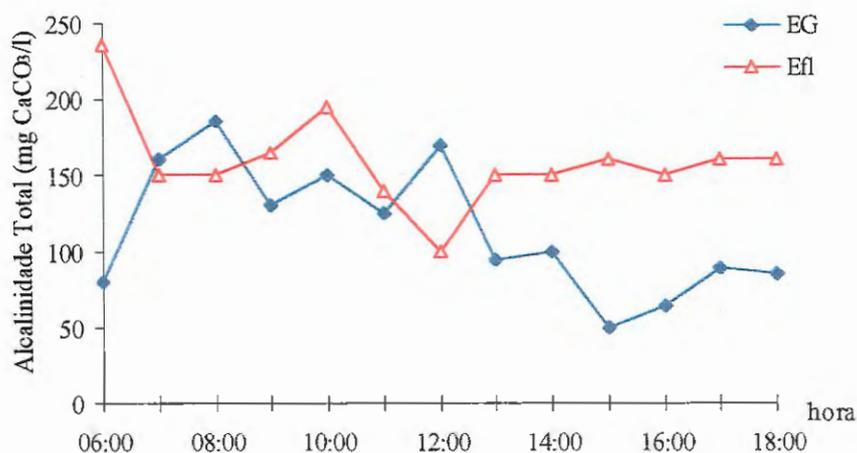


Figura 5.135: Concentrações de Alcalinidade Total no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.

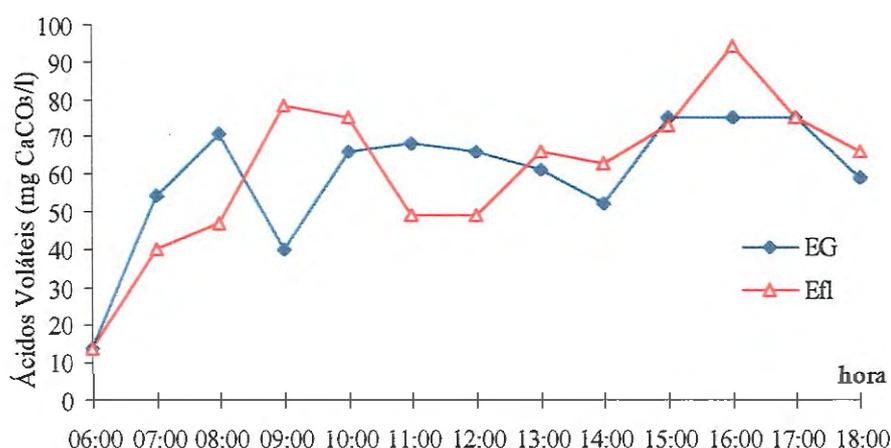


Figura 5.136: Concentrações de Ácidos Voláteis no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.

O desempenho do reator em relação aos sólidos totais (ST), sólidos suspensos totais (SST) e sólidos dissolvidos totais (SDT) foi significativamente melhor no Perfil 2 do que no Perfil 1, o que pode ser explicado pelo esgoto sanitário apresentar maior carga de sólidos no período diurno do que no período noturno

Em média o efluente do reator teve concentrações de 420 mg/l de ST (315 a 595 mg/l); 61 mg/l de SST (31 a 96 mg/l); e 359 mg/l de SDT (276 a 514 mg/l).

Nas Figuras 5.137, 5.138 e 5.139 são mostrados os valores horários de ST, SST e SDT do esgoto gradeado e do efluente do reator, enquanto a Figura 5.140 apresenta os percentuais de remoção dessas determinações.

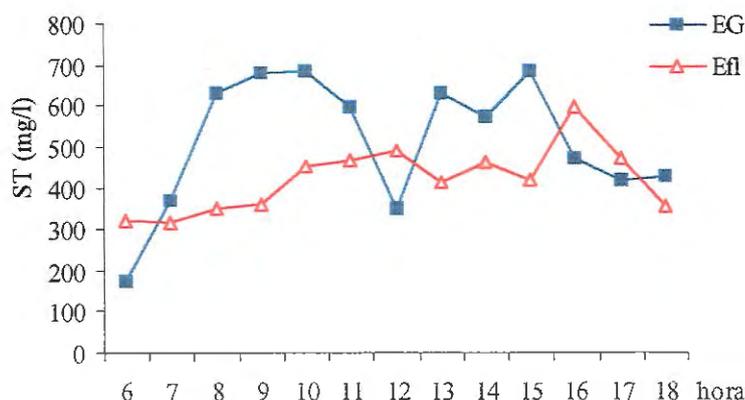


Figura 5.137: Concentrações de Sólidos Totais (ST) no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.

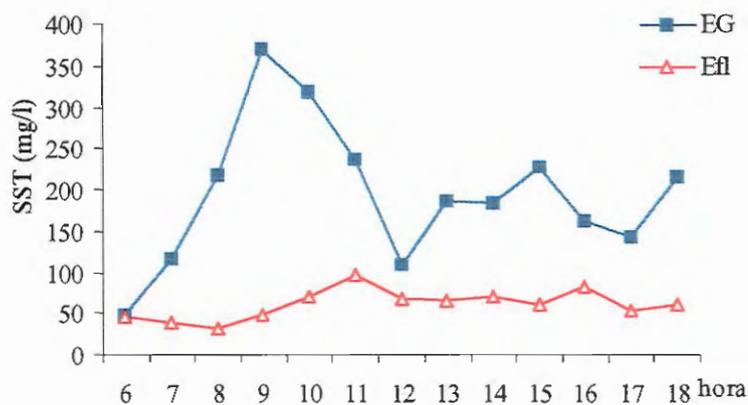


Figura 5.138: Concentrações de Sólidos Suspensos Totais (SST) no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.

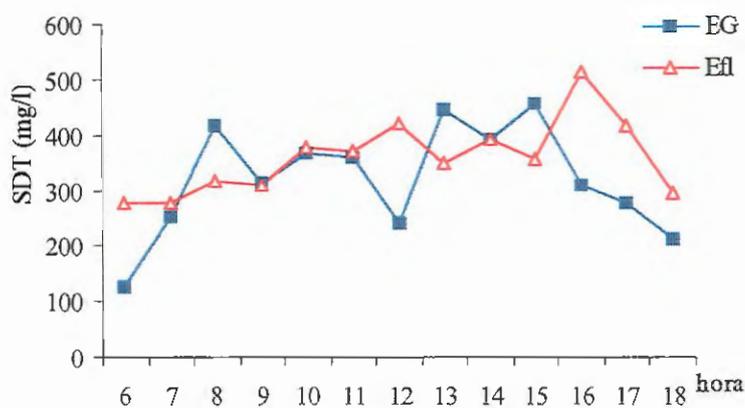


Figura 5.139: Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais (SDT) no Esgoto Gradeado e no Efluente do Reator Durante o Perfil 2.

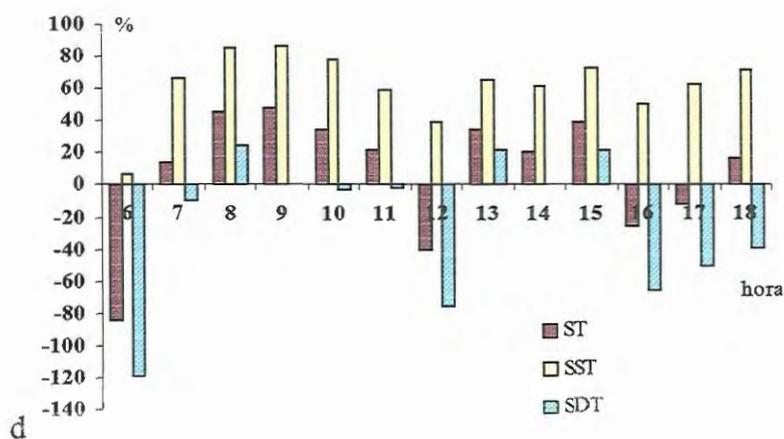


Figura 5.140: Remoções Percentuais de Sólidos Totais (ST), Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Dissolvidos Totais (SDT) no Perfil 2.

O desempenho do reator foi estável em termos de SST, o que não foi repetido em relação as concentrações de ST, devido ao aumento gradual das concentrações de SDT.

No entanto, é conveniente observar que as reduzidas concentrações de SST no esgoto gradeado as 06:00 e 12:00 horas prejudicaram os percentuais removidos de SST, independente da concentração de SST no efluente do reator ter sido estável em todo o período.

Esses resultados assumem grande importância por possibilitarem duas diferentes interpretações para os mesmos resultados de SST, pois o desempenho do reator é ideal quando consideradas as concentrações de SST no efluente, porém inadequado caso seja considerado apenas o percentual removido de SST.

O nível médio de esgoto sanitário no interceptor foi de 22,4 cm durante o Perfil 2, o que resulta em $H/D = 0,37$. Os valores de H/D no Perfil 2 foram maiores no período da tarde, conforme apresentado na Figura 5.141.

Com o Perfil 2 foi verificado que a composição do esgoto gradeado no período diurno era muito diferente da observada no período noturno (Perfil 1), bem como, que o horário definido para coleta (08:00 horas) estava compatível com as variações de vazão e composição do esgoto sanitário.

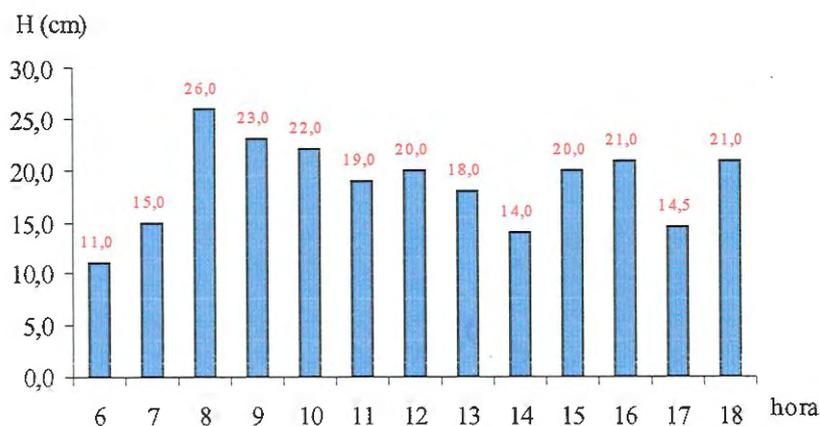


Figura 5.141: Nível do Esgoto Sanitário no Interceptor Durante o Perfil 2.

Perfil 3

No final da pesquisa (Fase 6) foi realizado o Perfil 3, tendo as determinações de DQO do esgoto gradeado apresentado valores menores do que os obtidos nos Perfis 1 e 2, porém ainda caracterizando o lançamento de águas residuárias industriais no horário de coleta das amostras (08:00 horas).

O efluente da UPRS também foi monitorado no Perfil 3, bem como, foram verificadas as concentrações horárias de P total, ST, SST no efluente.

Próximo das 09:00 horas ocorreu intensa precipitação pluviométrica, o que prejudicou a média de remoção de DQO, ST e SST, devido ao aumento da vazão afluente à UPRS provocar carreamento de material retido (sólido e flotante) para o poço úmido 1 e, pela operação do CMB₁, para o interior do reator.

Nas Figuras 5.142, 5.143, 5.144 e 5.145 é possível verificar que a intensa precipitação pluviométrica modificou acentuadamente o desempenho da UPRS e do reator, sendo que este último demonstrou ser mais flexível às sobrecargas hidráulicas do que a UPRS.

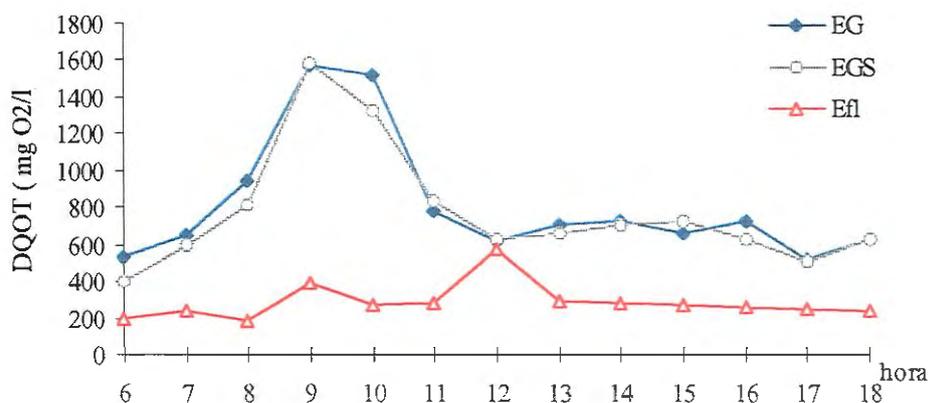


Figura 5.142: Valores da Demanda Química de Oxigênio Total (DQO_T) no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.

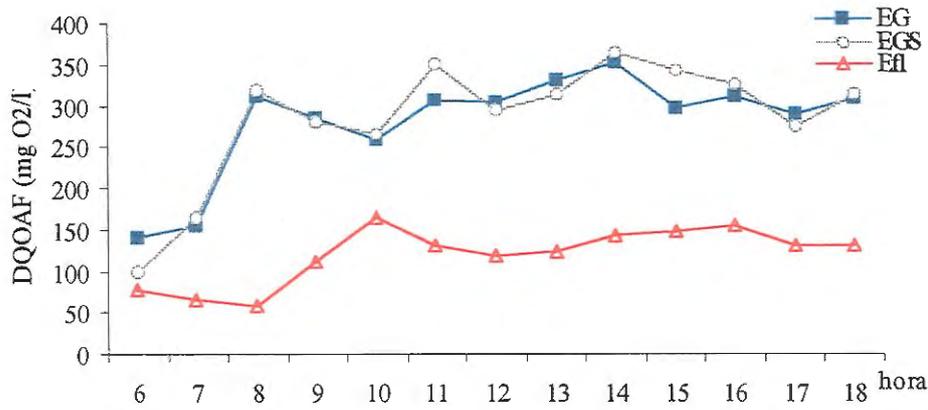


Figura 5.143: Valores da Demanda Química de Oxigênio DQO da Amostra Filtrada (DQO_{AF}) no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.

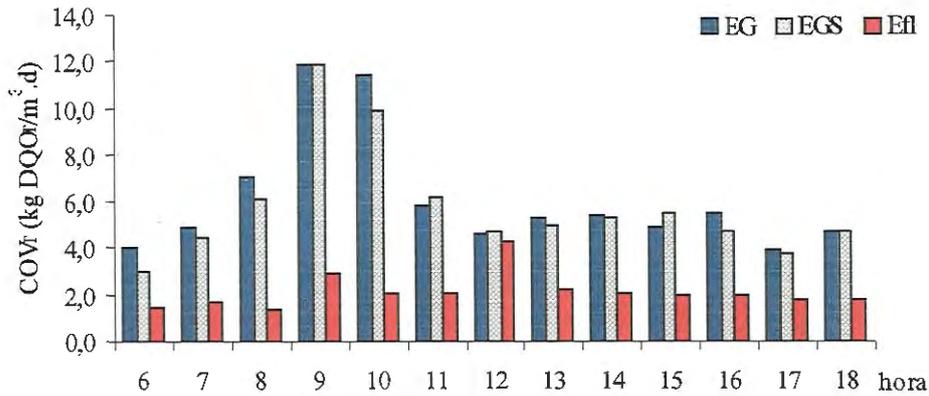


Figura 5.144: Valores da Carga Orgânica Volumétrica, como DQO_T, no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator.

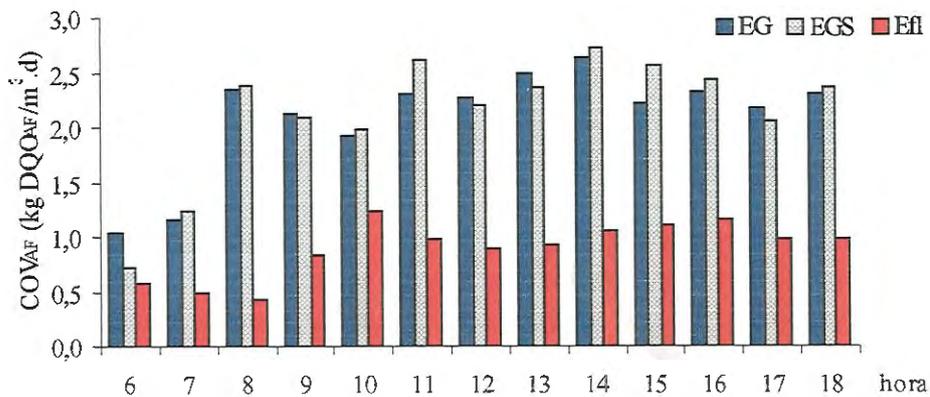


Figura 5.145: Valores da Carga Orgânica Volumétrica, como DQO_{AF}, no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator.

Os aumentos dos valores de DQO_T e DQO_{AF} no esgoto gradeado alteraram imediatamente o desempenho da UPRS, tendo alterado rapidamente o desempenho do reator principalmente nas determinações das amostras coletadas as 12:00 horas.

Ainda foi observado que o pico da concentração de DQO_T no efluente do reator ocorreu aproximadamente após 3 horas, o que praticamente coincidiu com o tempo de detenção hidráulico teórico (3,1 horas) após o início da intensa precipitação pluviométrica.

Nas demais horas os valores de DQO_T no efluente foram similares aos obtidos antes da precipitação pluviométrica, o que demonstra que o desempenho do reator retorna rapidamente as condições iniciais.

De outra forma, o aumento nas concentrações de DQO_{AF} do efluente foi mantido até o final do Perfil 3 (18:00 horas), o que mais uma vez demonstrou que o reator não é apropriado para remover materiais coloidais e dissolvidos.

Nas Figuras 5.146, 5.147 e 5.148 é possível verificar que as concentrações de ST, SST e Sólidos Sedimentáveis tiveram comportamento semelhante ao da DQO_T , enquanto na Figura 149 pode ser observado que foi mantido o aumento da concentração de SDT até o final do Perfil, da mesma forma que ocorreu com a DQO_{AF} .

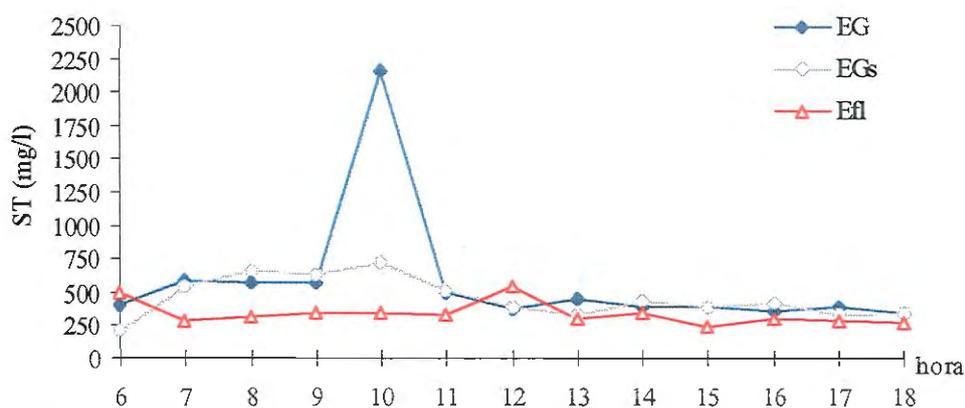


Figura 5.146: Concentrações de Sólidos Totais (ST) no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.

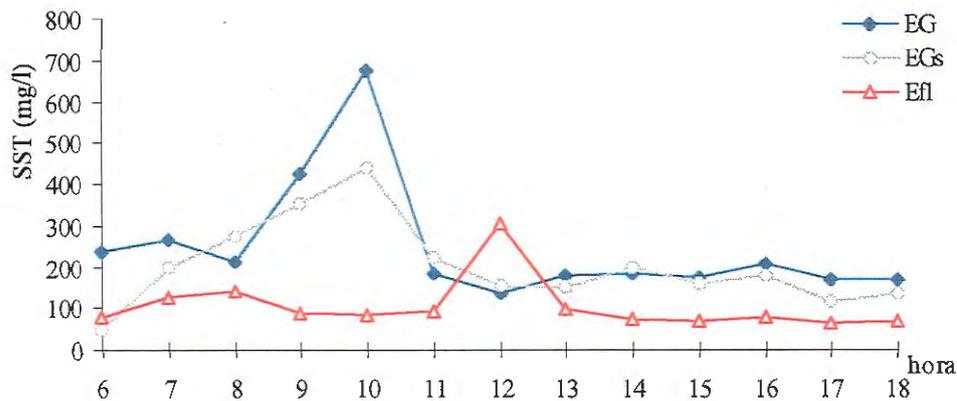


Figura 5.147: Concentrações de Sólidos Suspensos Totais (SST) no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.

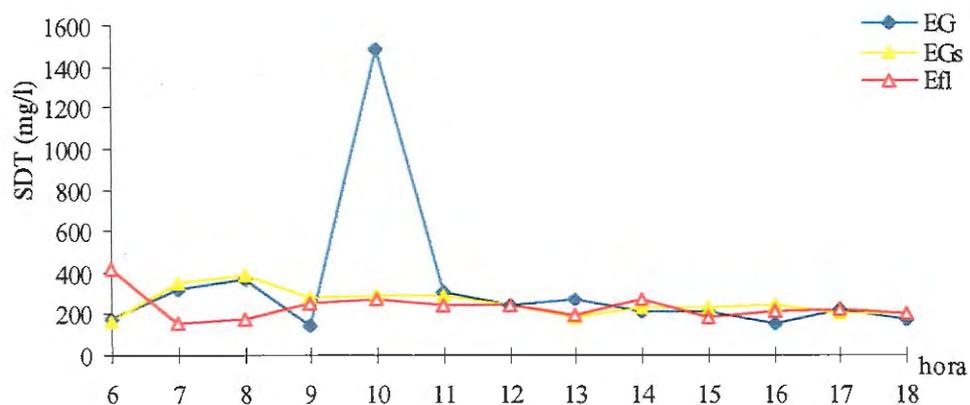


Figura 5.148: Concentrações de Sólidos Dissolvidos Totais (SDT) no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.

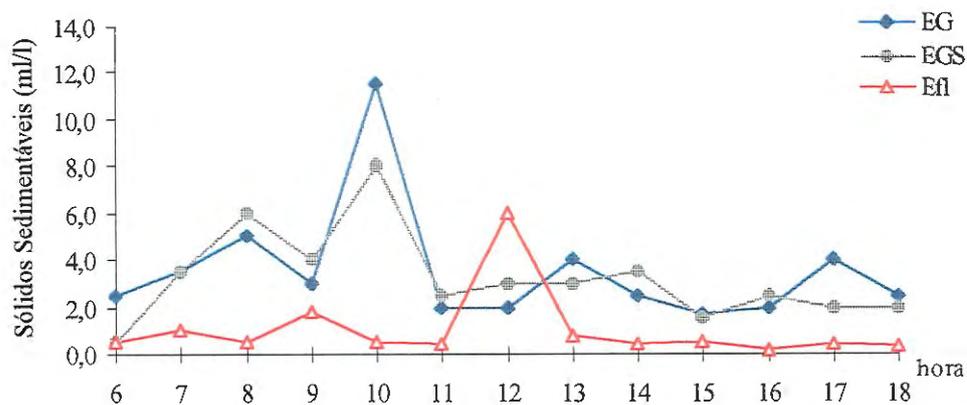


Figura 5.149: Valores de Sólidos Sedimentáveis no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.

O lançamento indevido de águas pluviais no interceptor deve ter provocado arraste de material particulado depositado na geratriz inferior dessa tubulação. Esses aumentos de vazão e de volume de material particulado também foram sentidos na unidade preliminar de retenção de sólidos, que teve prejudicado o seu desempenho, propiciando o carreamento de material particulado e flotante até o poço úmido 1.

Com o funcionamento do CMB1 ocorria a afluência desse material (particulado e flotante) para o interior do reator, o que prejudicava a qualidade do efluente.

Como o reator não apresentava boas remoções de compostos dissolvidos, independente de qualquer alteração climática, a qualidade do efluente no Perfil 3 foi principalmente prejudicada pelo aumento nos valores de sólidos suspensos totais e de sólidos sedimentáveis, o que foi mais significativo nas determinações realizadas as 12:00 horas.

Nas Figuras 5.150, 5.151 e 5.152 são apresentadas as remoções de ST, SST e SDT na UPRS, no reator e na ETE Experimental, sendo possível observar a grande influência do desempenho da UPRS na eficiência do reator e da ETE Experimental.

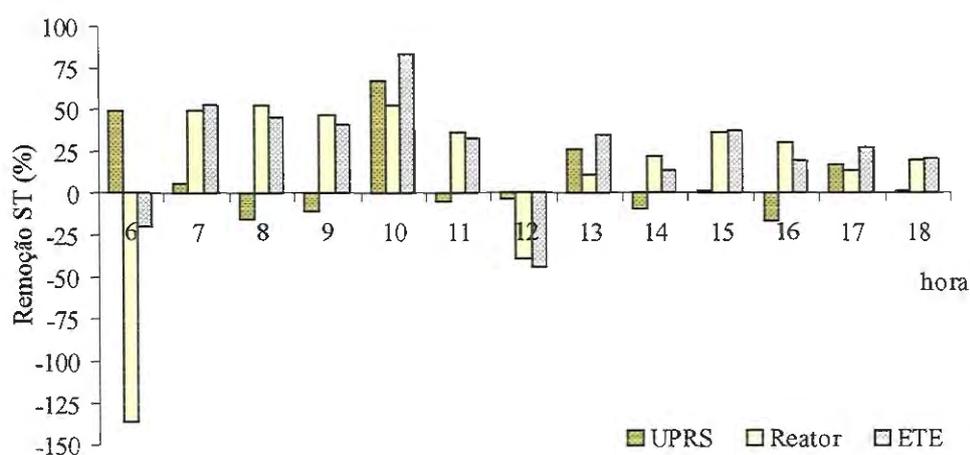


Figura 5.150: Remoções Percentuais de Sólidos Totais (ST) no Perfil 3.

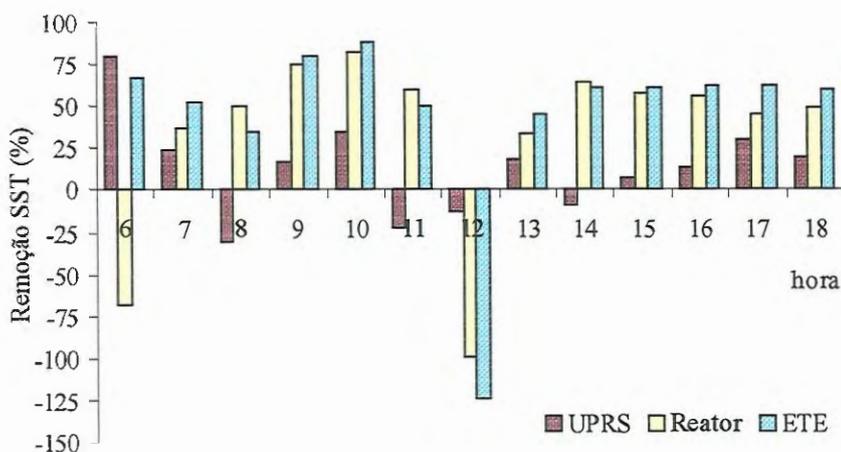


Figura 5.151: Remoções Percentuais de Sólidos Suspensos Totais (SST) e de Sólidos Dissolvidos Totais (SDT) no Perfil 3.

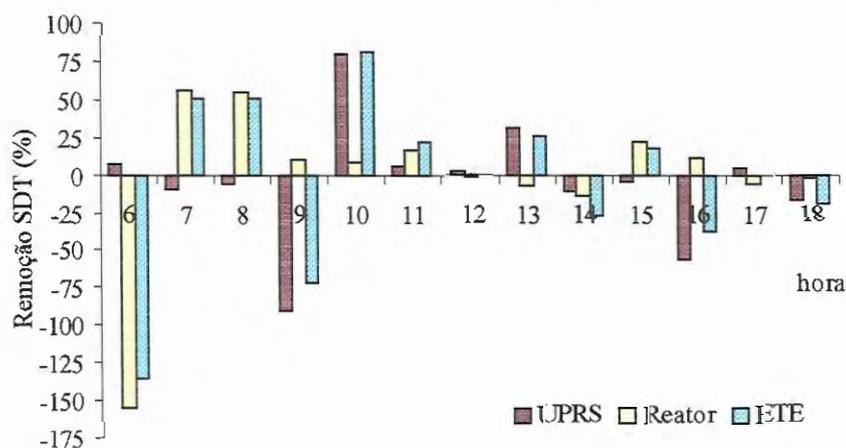


Figura 5.152: Remoções Percentuais de Sólidos Dissolvidos Totais no Perfil 3.

Durante o Perfil 3 foram observadas variações de 6,67 a 7,42 no pH e de 24,9 a 28,9 °C na temperatura do esgoto gradeado, de 6,51 a 7,31 no pH e de 24,8 a 29,0 °C na temperatura do efluente da UPRS e de 6,52 a 7,26 no pH e 24,3 a 27,7 °C na temperatura do efluente do reator.

Assim como no Perfil 2, as reduções nos valores de pH e nas concentrações de alcalinidade total foram acompanhadas pelo aumento nas concentrações de ácidos voláteis, sendo que no Perfil 3 não foi utilizado bicarbonato de sódio, o que pode explicar o progressivo aumento das concentrações de ácidos voláteis e a queda constante no pH e na alcalinidade total, conforme pode ser observado nas Figuras 5.153, 5.154 e 5.155.

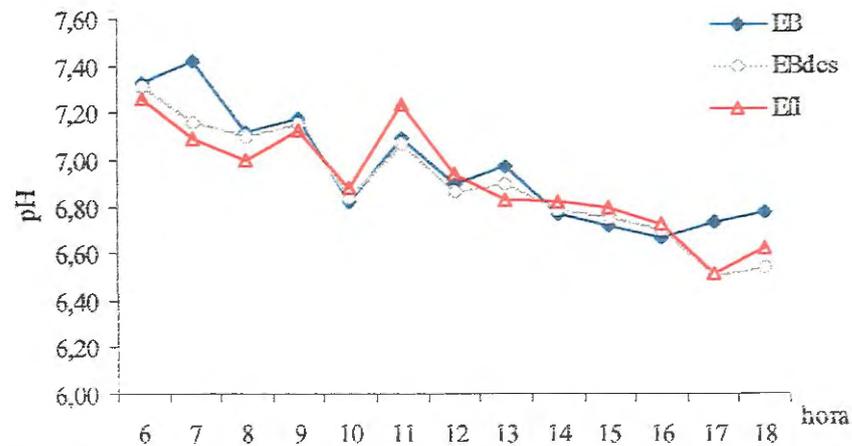


Figura 5.153: Valores de pH no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.

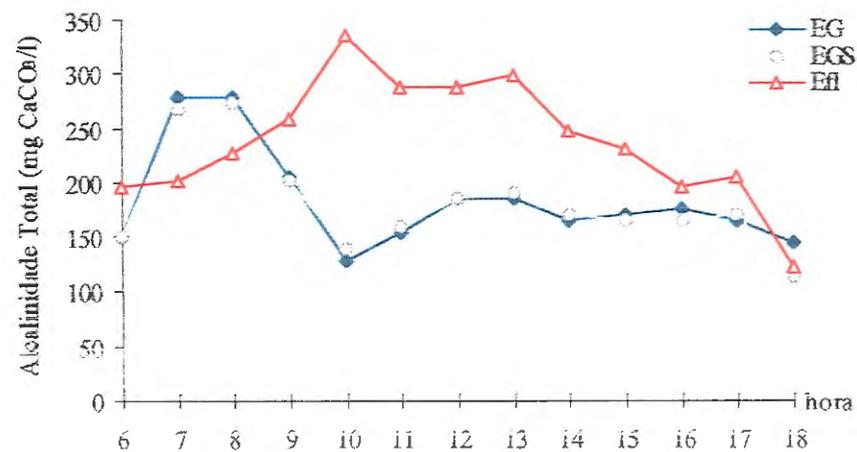


Figura 5.154: Concentrações de Alcalinidade Total no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.

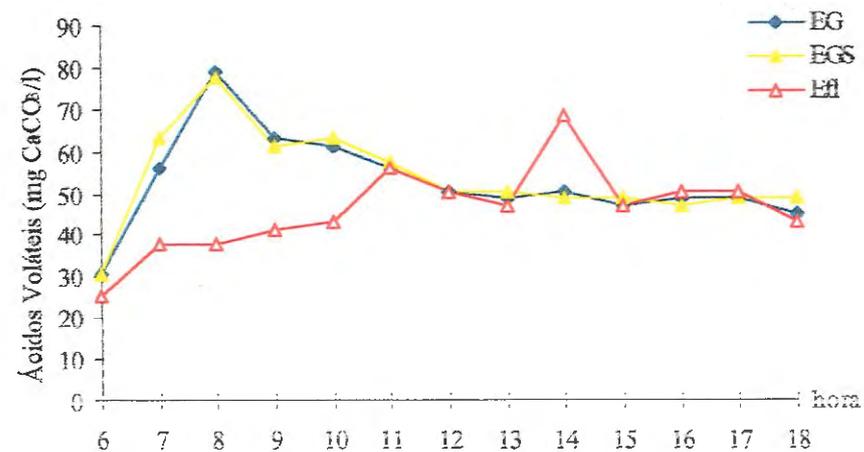


Figura 5.155: Concentrações de Ácidos Voláteis no Esgoto Gradeado, no Efluente da UPRS e no Efluente do Reator Durante o Perfil 3.

Comparação dos Perfis

Nos Perfis de Coletas Horárias 1 e 2 foi possível caracterizar a composição “forte” do esgoto sanitário, o que indica lançamento de efluentes industriais. Além disso, foi verificado que a ETE apresenta estabilidade adequada, somente sendo afetada pela sobrecarga hidráulica ocorrida no Perfil 3, porém logo restabelecendo o desempenho inicial.

A realização dos Perfis Horários despertou a atenção para a importância da eficiência ser determinada a partir do tempo de detenção hidráulica real, ou seja, a coleta do efluente somente ser efetuada após o TDH' da unidade.

Apesar dessa prática ser mais correta e confiável, raras são as pesquisas, investigações e controles de operação que utilizam esse tipo de procedimento, o que, naturalmente, faz com que as comparações entre diferentes ETES seja realizada por determinações em amostras coletadas de forma pontual, ou seja, no mesmo instante são coletadas amostras do esgoto sanitário, do efluente e dos demais pontos que são monitorados.

Isso ocorre por razões operacionais e econômicas, já que nem sempre existe disponibilidade de equipamentos nos laboratórios, bem como, os escassos recursos dificultam a mobilização de equipes e viaturas para coleta de amostras em dois (ou mais) horários diferentes.

Nos Perfis Horários 1 e 2 foi constatada a importância da UPRS, enquanto no Perfil 3 foram verificados os efeitos da sobrecarga hidráulica na eficiência da UPRS e do reator.

Apesar de inesperada e até certo ponto indesejada, a intensa precipitação pluviométrica durante o Perfil 3 possibilitou a verificação de que o tempo de detenção hidráulica real foi bem próximo do TDH teórico (3,2 horas), já que o

efluente do reator apresentou as maiores concentrações aproximadamente 3:00 horas após o início da precipitação pluviométrica.

De outra forma, passado o período de carreamento de material retido no coletor para a ETE Experimental, a diluição do esgoto sanitário acabou prejudicando o monitoramento da eficiência do reator na maior parte do tempo do Perfil 3.

Na Tabela 5.25 são apresentados, para cada Perfil, os percentuais removidos na Unidade Preliminar de Retenção de Sólidos - UPRS, no Reator Anaeróbico de Leito Expandido - Reator e na Estação de Tratamento de Esgotos Sanitários para o efluente pontual e o efluente TDH.

Tabela 5.25: Remoções Médias Obtidas nos Perfis Horários.

Determinação	Perfil	Efluente Pontual			Efluente TDH	
		UPRS %	Reator %	ETE %	Reator %	ETE %
DQO _T (mg O ₂ /l)	1	-	9,8	9,8	- 104,6	-225,6
	2	-	54,1	54,1	56,2	56,2
	3	5,1	59,3	61,1	59,9	56,1
DQO _{AF} Filtrada (mg O ₂ /l)	1	-	- 104,6	-104,6	- 225,6	- 225,6
	2	-	34,2	34,2	10,6	10,6
	3	- 0,4	55,8	56,5	56,2	57,2
Sólidos Totais (mg/l)	1	-	- 51,0	- 51,0	- 10,0	-10,0
	2	-	8,4	8,4	4,2	4,2
	3	8,1	14,7	26,1	24,4	34,8
SST (mg/l)	1	-	17,7	17,7	38,7	38,7
	2	-	61,9	61,9	56,8	56,8
	3	13,3	34,0	46,1	42,6	59,6
SDT (mg/l)	1	-	- 93,4	- 93,4	- 42,7	- 42,7
	2	-	- 22,8	- 22,8	- 25,6	- 25,6
	3	- 4,8	- 0,5	- 3,0	8,4	8,8
Sólidos Sedimentáveis (mg/l)	1	-	75,1	75,1	87,5	87,5
	2	-	-	-	-	-
	3	1,8	60,1	58,4	38,8	61,5

Os percentuais de remoção não apresentaram diferenças expressivas quando foram considerados os efluentes Pontual e TDH.

Para efeito de comparação é mais correto avaliar os resultados obtidos nos Perfis Diurnos 2 e 3, sendo possível verificar que não existiu grande variação na eficiência de remoção de DQO_T ; as melhores remoções de DQO_{AF} ocorreram no Perfil 3, quando o reator apresentava maior volume de leito de CAG; e as reduzidas remoções de SDT ocasionaram baixos valores de remoção nos ST.

As melhores remoções de SST no Perfil 2 podem ser creditadas ao carreamento de sólidos, quando da intensa precipitação pluviométrica, ocorrida durante a realização do Perfil 3.

Contudo, esse é um aspecto climático normal de muitas zonas urbanas, sendo na pesquisa mostrada uma das falhas do projeto da ETE, que foi a falta *de bypass* para a sobrecarga hidráulica. Essa explicação pode ser aceita academicamente, porém, como o trabalho objetiva propor uma alternativa para o tratamento de zonas urbanas, é importante que esse tipo de problema seja solucionado pela utilização de uma das alternativas :

- utilização de peneira estática, como UPRS, teria evitado o carreamento do material retido para o interior do poço úmido 1 e, posteriormente, por bombeamento, para o interior do reator;
- utilização de tanque de acumulação da sobrecarga hidráulica seria uma opção, porém não justificaria a área ocupada e os custos de construção em grande parte do tempo;
- utilização de unidade de tratamento complementar melhoraria a qualidade do efluente, porém, no momentos de sobrecargas, deveria ter a sua operação normal alterada de forma automática, o que, novamente, consiste em custo do processo.

Assim, com os resultados obtidos durante as Fases Experimentais é possível afirmar que, para evitar transtornos operacionais e dispor de efluente de excelente

qualidade, a ETE deverá ser complementada por peneira estática ou dinâmica, como unidade de tratamento preliminar; e por unidade para tratamento complementar do efluente do reator.

O tratamento complementar poderá ser realizado em lagoa de estabilização, sistema aerado ou sistema de flotação, para reduzir os poluentes / contaminantes físico – químicos ainda presentes no efluente do reator. Essa ETE ainda deverá dispor de unidade para desinfecção do efluente final.

5.5.3. Tratamento Complementar do Efluente do Reator

Em conjunto com o Eng^o Rogério Gomes Penetra, que realizava os ensaios preliminares para sua Tese de Doutorado, foram realizados dois ensaios para melhorar a qualidade do efluente do reator, sendo pesquisado, em escala de laboratório, a utilização de sistema de flotação como tratamento complementar do efluente do reator.

1º Ensaio de Flotação

Nas determinações para caracterizar o efluente da UPRS (afluente reator - EGS) foram obtidos os seguintes resultados: 948 mg/l de DQO_T, 295 mg/l de DQO_{AF}; 380 mg/l de SST; 20,8 mg/l de fosfato total; 293 uT de turbidez e 1436 uC de cor aparente, tendo o efluente do reator apresentado 311 mg/l de DQO, 91 mg/l de DQO solúvel; 98 mg/l de SST; 20,0 mg/l de fosfato total; 92 uT de turbidez e 776 uC de cor aparente.

Nos ensaios realizados nas colunas de Flotação 1; 2; 3 e 5 foram adicionados 65 mg/L de cloreto férrico às amostras do efluente do reator, seguindo recomendação de PENETRA et al. (1998). Ainda foi realizado ensaio na coluna de flotação 4, na qual não foi adicionado produto químico.

Como parâmetros operacionais foram empregadas as recomendações de Penetra et al. (1998): mistura rápida de 30 s com gradiente de velocidade (G_{MR}) médio de 1100 s^{-1} ; floculação de 20 min com gradiente de velocidade (G_f) médio de 80 s^{-1} ; fração volumétrica de recirculação de 20%, saturada à pressão de 450 kPa. Foram coletadas amostras em cinco diferentes velocidades de flotação, a partir das quais foram construídas as curvas de flotação.

As remoções médias de 98,5% de turbidez, 96,0% de cor aparente, 82,0% de DQO_T, 40,7% de DQO_{AF}, 97,8% de fosfato total e de 93,9% de SST foram obtidas nas colunas de flotação 1, 2 e 3.

Na coluna F5 (amostra composta) foram obtidas remoções de 82,0 % de DQO_T e 41,0% de DQO_{AF} e 93,4 % de SST, o que já era esperado, devido nessa coluna ter sido ensaiada uma amostra composta das utilizadas nas colunas de flotação 1, 2 e 3.

Os piores resultados ocorreram na coluna de flotação F4, na qual não foi utilizado cloreto férrico, apesar de ainda terem sido obtidas remoções de 66,6% de turbidez; 60,3% de cor; 61,4% DQO; 35,2% de DQO solúvel; 10% de fósforo total e 76,5% de SST.

A grande redução nos valores de DQO_T , Fósforo Total e Sólidos Suspensos Totais demonstrou que o sistema de flotação é uma alternativa atraente como tratamento complementar do efluente do reator, conforme pode ser verificado nas Figuras 5.156, 5.157, 5.158 e 5.159.

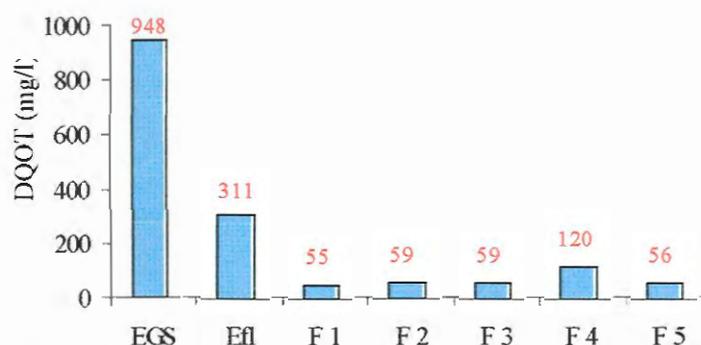


Figura 5.156: Valores de Demanda Química de Oxigênio Total (DQO_T) no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4) no 1º Ensaio de Flotação.

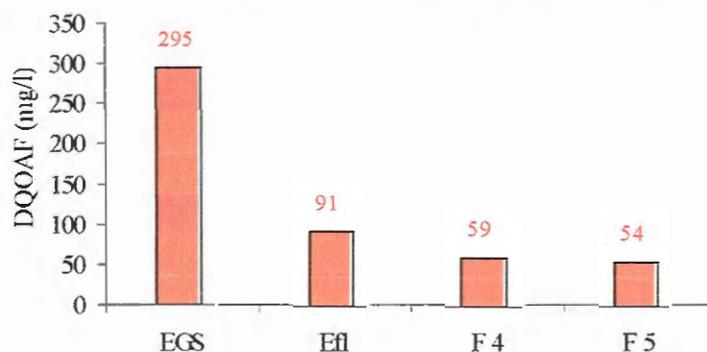


Figura 5.157: Valores de Demanda Química de Oxigênio da Amostra Filtrada (DQO_{AF}) no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4) no 1º Ensaio de Flotação.

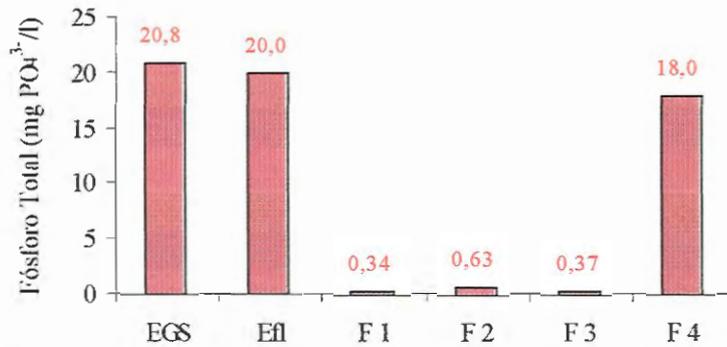


Figura 5.158: Concentrações de Fósforo Total no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4) no 1º Ensaio de Flotação.

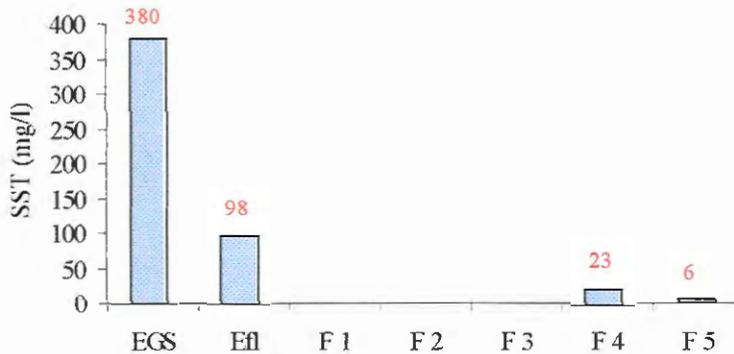


Figura 5.159: Concentrações de Sólidos Suspensos Totais (SST) no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4) no 1º Ensaio de Flotação.

As grandes remoções de Fósforo Total podem ser explicadas pelo fato de o Cloreto Férrico adicionado ter facilitado a precipitação desse tipo de compostos, bem como, pelo fósforo particulado ter sido integrado aos flocos formados na unidade de floculação, o que também ocorreu com os sólidos suspensos totais.

As determinações de cor e turbidez não estavam previstas inicialmente, porém resultados animadores de pesquisas de PENETRA (1998), REALI et al. (1998) e PENETRA et al. (1998) com sistema de flotação tratando efluente de reator UASB, justificaram a realização dessas determinações, sendo os resultados mostrados nas Figuras 5.160 e 5.161.

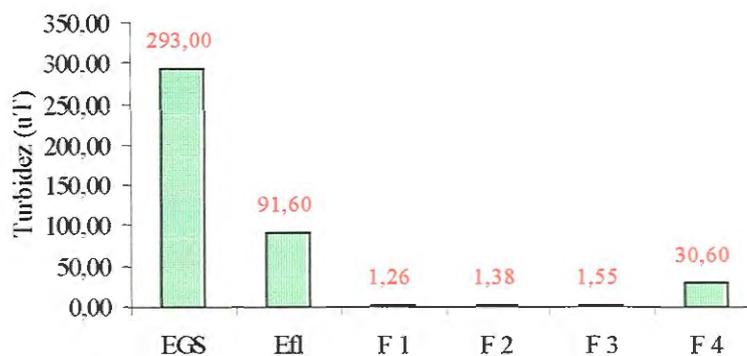


Figura 5.160: Valores de Turbidez no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4) no 1º Ensaio de Flotação.

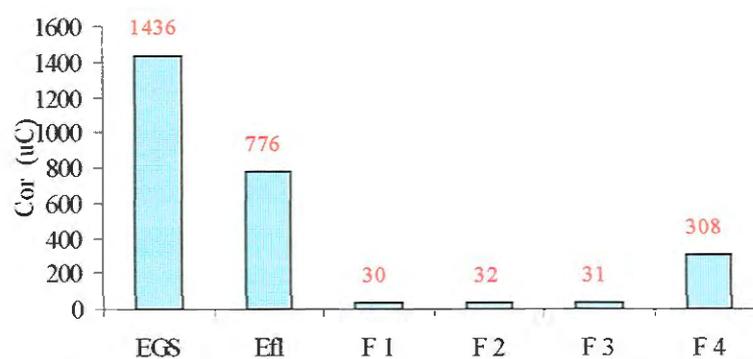


Figura 5.161: Valores de Cor no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4) no 1º Ensaio de Flotação.

Considerando o afluente do reator anaeróbio de leito expandido (EGS) e o efluente do FAD, foram obtidas remoções médias de 93,9 % DQO_T; 80,8% de DQO_{AF}; 98,2 % de fosfato total; 98,4 % de SST; 98,5 % de turbidez; 97,8 % de cor.

2º Ensaio de Flotação

Apesar da diferença de escala do reator e do FAD, os resultados do ensaio 1 motivaram a realização do segundo ensaio de flotação. Os novos ensaios com as colunas de flotação coincidiram com a realização do Perfil 3, o que permitiu a determinação dos resultados em relação ao tempo de detenção hidráulico teórico no reator, tendo participado o Engo. Rogério Gomes Penetra e os alunos de iniciação científica Cristiano Luchesi Niciura e Marco Antonio Silva.

As amostras do efluente do reator anaeróbio de leite expandido foram coletadas as 09:00, 12:00, 14:00, 16:00 e 18:00 horas, tendo sido possível avaliar, em escala de laboratório, a eficiência da unidade de flotação quando ocorre rápida alteração na composição do efluente do reator.

A intensa precipitação pluviométrica naquele dia resultou em aumento na vazão afluente à UPRS, o que ocasionou carreamento de parte do material retido nessa unidade para o poço 1. O funcionamento do CMB₁ recalcou esse material para o reator, prejudicando a qualidade do efluente do reator e reduzindo a eficiência do tratamento, conforme já foi citado no item 5.5.2.

Nesses ensaios foram utilizadas as mesmas condições operacionais dos primeiros ensaios de flotação, tendo como única modificação a adição de cloreto férrico nas amostras das colunas F1 e F2 e as amostras da coluna F3 e F4 sem qualquer produto químico.

Nas Figuras 5.162 e 5.163 são apresentados os resultados de DQO_T e DQO_{AF}, respectivamente, observados durante os ensaios de flotação.

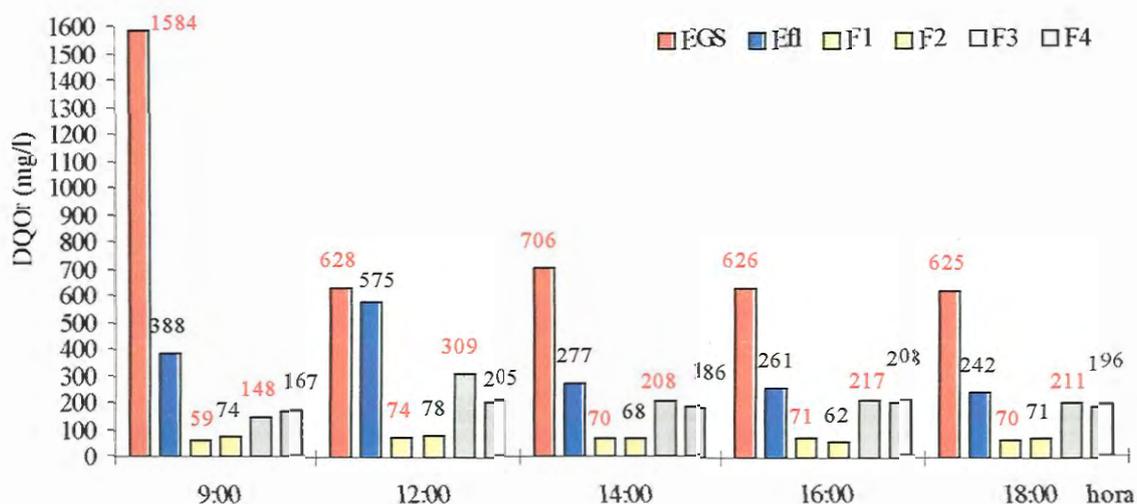


Figura 5.162: Valores de Demanda Química de Oxigênio Total (DQO_T) no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F1, F2, F3 e F4) no 2º ensaio de flotação.

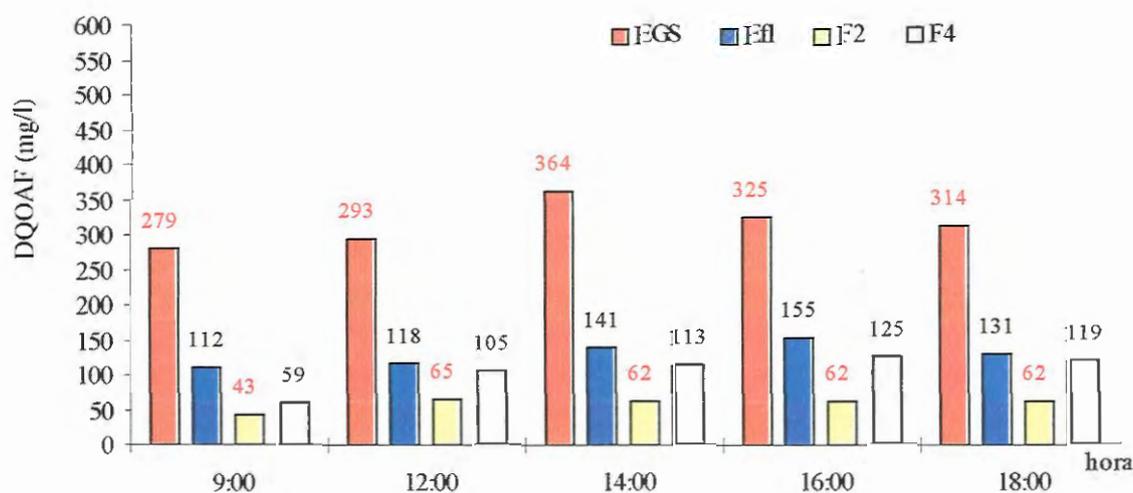


Figura 5.163: Valores de Demanda Química de Oxigênio da Amostra Filtrada (DQO_{AF}) no Afluente do Reator (EGS), no Efluente do Reator (Efl) e nas Colunas de Flotação (F2 e F4) no 2º Ensaio de Flotação.

Nas Figuras 5.162 e 163 é possível verificar que o sistema de flotação apresentou estabilidade superior a do reator, não tendo praticamente sido alterados os valores de DQO durante os cinco ensaios consecutivos.

Apesar da diluição do efluente (em razão da precipitação pluviométrica) ter diminuído a eficiência de remoção de DQO_T e DQO_{AF} no reator anaeróbio de leito expandido, as colunas de flotação ensaiadas com produto químico (F1 e F2) utilização tiveram as melhores remoções médias de DQO_T e de DQO_{AF} , demonstrando a importância da utilização do produto químico na preparação (coagulação e floculação) da massa líquida afluyente aos flotores, o que pode ser constatado na Tabela 5.26.

Tabela 5.26: Resultados do 2º Ensaio de Flotação

Hora	DQO_T (mg O_2/l)						DQO_{AF} (mg O_2/l)			
	EGS	Efl	F1	F2	F3	F4	EGS	Efl	F2	F4
9:00	1584	388	59	74	148	167	279	112	43	59
12:00	628	575	74	78	309	205	293	118	65	105
14:00	706	277	70	68	208	186	364	141	62	113
16:00	626	261	71	62	217	208	325	155	62	125
18:00	625	242	70	71	211	196	314	131	62	119

Obs: utilizado produto químico no afluyente das colunas F1 e F2.

No caso da coluna F2 foram obtidas remoções de DQO_T de 95,3% as 09:00 horas; 87,5 % as 12:00 horas; 90,3 % as 14:00 horas; 88,6 % as 16:00 horas; e 88,6 % as 18:00 horas.

As boas eficiências das colunas de flotação podem ser creditadas especialmente a remoção de material em suspensão, já que a presença de compostos solúveis no efluente das colunas de flotação deve ter representado a maior parte dos valores remanescentes da DQO_T .

Apesar dos resultados animadores, devem ser citados dois erros de procedimentos durante a realização desses ensaios. Primeiro não foram realizadas determinações de DQO_{AM} para amostras das colunas F3 e F5. O segundo erro é que

somente as duas primeiras coletas podem ser relacionadas com o esgoto sanitário, por terem ocorrido após o tempo de detenção teórico do reator.

Independente dessas falhas de planejamento, esses ensaios de flotação tiveram um aspecto bastante positivo, que foi demonstrar que o sistema de flotação é adequado tecnicamente para o tratamento de efluentes do reator.

No entanto, ainda é importante atentar para a necessidade de novas investigações para otimizar o aumento da escala desse tipo de tratamento complementar (sistema de flotação).

5.6. Estudo do Leito de CAG do Reator

5.6.1. Expansão do Leito

Após a colocação dos 1500 kg de partículas de CAG no reator foi verificada altura estática do leito de 1,70 m, o que resultava em volume total de 3,00 m³ (volume CAG + volume de massa líquida).

Conhecidas a massa e a massa específica das partículas de CAG (1145,8 kg/m³) foram determinados o volume ocupado por esse material no interior do reator ($V_p = 1,31 \text{ m}^3$), o volume de vazios ($V_v = 1,69 \text{ m}^3$) e a porosidade do leito estático (0,564).

O mesmo procedimento foi utilizado para determinar as características iniciais do leito de 3500 kg de CAG, que teve altura estática de 4,50 m; volume das partículas de 3,05 m³; e porosidade de 0,616.

Esses dados foram importantes para avaliar a movimentação do leito durante a operação normal do reator, tendo sido realizado monitoramento das alturas dinâmicas do leito suporte (L) nos pontos de coleta de amostras, diâmetro de 1", instalados ao longo da zona de reação.

A variação das vazões dos CMBs 1 e 2 na Fase de Partida possibilitou verificar a altura dinâmica do leito de CAG em diferentes velocidades ascensionais, sendo a partir da Fase 2 somente verificadas as alturas dinâmicas para as velocidades ascensionais de 10,5 e 12,5 m/h.

Na Tabela 5.27 são relacionadas as alturas dinâmicas (L), os valores de porosidade (ϵ) e os volumes de vazios (V_v) do leito de CAG para diferentes velocidades ascensionais utilizadas na operação do reator

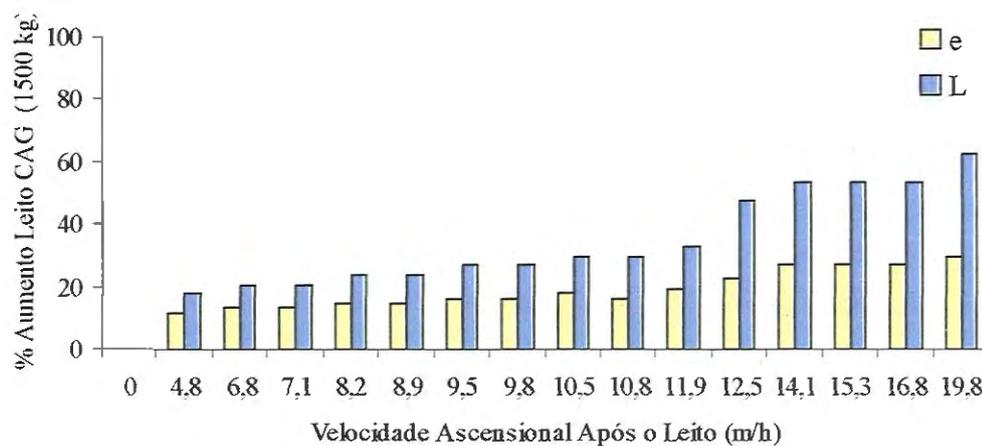
Tabela 5.27: Porosidade e Altura do Leito de CAG em Diferentes Velocidades Ascensionais Após o Leito (vasc).

vasc (m/h)	CAG – 1500 kg			CAG – 3500 kg		
	L ** (m)	ϵ	Vv (m ³)	L ** (m)	ϵ	Vv (m ³)
0,0	1,70***	0,564	1,69	4,5 ***	0,616	4,89
4,8	2,00	0,629	2,22			
6,8	2,05	0,638	2,31			
7,1	2,05	0,638	2,31			
8,2	2,10	0,647	2,40			
8,9	2,10	0,647	2,40			
9,5	2,15	0,655	2,49			
9,8	2,15	0,655	2,49			
10,5	2,20	0,663	2,58	5,5	0,686	6,66
10,8	2,20	0,655	2,58			
11,9	2,25	0,671	2,66			
12,5	2,50	0,690	3,11	6,0	0,712	7,54
14,1	2,60	0,715	3,28			
15,3	2,60	0,715	3,28			
16,8	2,60	0,715	3,28			
19,8	2,75	0,730	3,55			

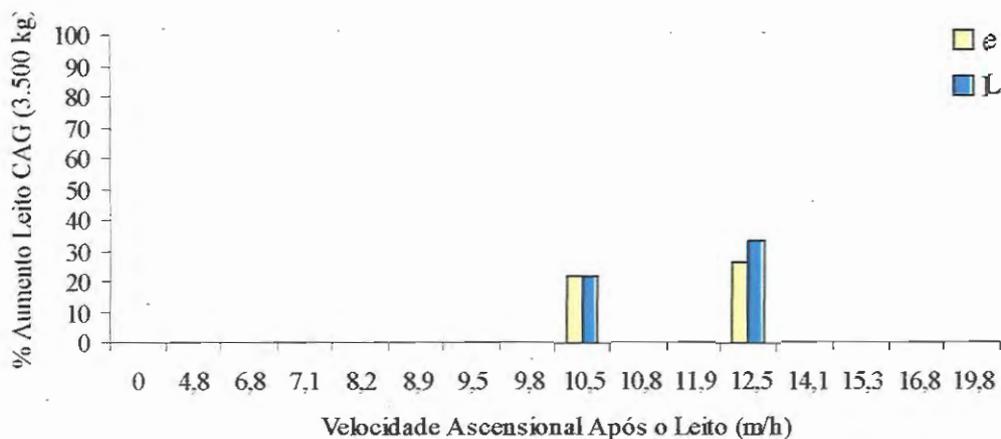
* L verificado nos tubos de coleta de amostras, diâmetro 1", instalados na zona de reação;

** Altura Estática verificada quando da colocação do leito no reator;

Os resultados do leito de 1500 kg de CAG são referentes aos 148^o primeiros dias de operação, enquanto do leito de 3500 kg de CAG são relacionados com as Fases 5 e 6. Nas Figuras 5.164 e 5.165 são apresentados os acréscimos percentuais na porosidade e na altura do leito dinâmico quando comparado com o leito estático.



Figuras 5. 164: Aumento Percentual da Porosidade (ϵ) e da Altura Dinâmica do Leito (L) de 1500 kg CAG.



Figuras 5.165: Aumento Percentual da Porosidade (ϵ) e da Altura Dinâmica do Leito (L) de 3.500 kg de CAG.

O leito de 1500 kg de CAG apresentou altura dinâmica de 2,20 m e porosidade de 0,663 quando a velocidade ascensional foi de 10,5 m/h, sendo esses valores aumentados para 2,50 m e 0,690 com o acréscimo de 25% na velocidade ascensional (12,5 m/h).

O leito de 3500 kg de CAG teve aumento maior quando a velocidade ascensional foi aumentada de 10,5 m/h para 12,5 m/h, tendo a altura dinâmica de 5,5 m passando para 6,0 m e a porosidade de 0,686 para 0,712.

Esse aumento de 19,0 % na velocidade ascensional (10,5 m/h para 12,5 m/h) provocou acréscimo de 13,6% e de 9,1% na altura dinâmica dos leitos de 1500 kg e de 3500 kg de CAG, respectivamente. Contudo, os aumentos na porosidade não foram tão expressivos, sendo de 4,1% no leito de 1500 kg de CAG % e de 3,8 % no leito de 3.500 kg de CAG.

A colocação dos 2000 kg de CAG na Fase 5 alterou a ocupação dos espaços vazios, resultando em leito com porosidade de 0,712 e volume de vazios de 7,54 m³.

A redução na velocidade ascensional na Fase 6 ocasionou nova modificação no comportamento do leito de CAG, tendo diminuído os valores de porosidade para 0,686 e o volume de vazios para 6,66 m³.

Para a mesma velocidade ascensional foi constatado que a complementação do leito aumentou a porosidade, tendo sido obtidos aumentos médios de 3,4% e 3,2% nas velocidades ascensionais de 10,5 (Fase 6) e 12,5 m/h (Fase 5), respectivamente, quando comparados com as Fases 2 e 3 (10,5 m/h) e com a Fase 4 (12,5 m/h),

Essa pequena diferença nos valores de porosidade pode ser contestada, já que, apesar da distância entre dois pontos de amostragem ser de apenas 50 cm (21 pontos no total), existiram dificuldades práticas para determinar a posição exata da parte superior do leito, a qual, muitas vezes, ficou entre dois pontos de amostras.

Por outro lado, a expansão do leito de CAG no reator ocorreu quando foram utilizadas velocidades ascensionais (10,5 e 12,5 m/h) menores do que as empregadas nos ensaios realizados na coluna de acrílico, em escala piloto, durante a Fase de Seleção B.

Essa diferença pode ser relacionada com a utilização de esgoto sanitário ao invés de água de abastecimento; pelo emprego de partículas de CAG com diferentes graus de ativação, o que altera a porosidade interna; e pelo biogás produzido pelos microrganismos aderidos aumentar o volume da bio-partícula, (reduz peso específico da bio-partícula).

Na Tabela 5.28 são mostrados os aumentos percentuais da porosidade e altura dinâmica em relação ao comportamento estático do leito ($v_{asc} = 0,0$ m/h).

Tabela 5.28: Aumento Percentual da Porosidade e Altura do Leito Dinâmico em Relação ao Leito Estático.

v _{asc} m/h	CAG - 1500 kg		CAG - 3500 kg	
	e %	L %	e %	L %
0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
10,5	17,6	29,4	21,6	22,2
12,5	22,3	47,1	26,2	33,3

Os dados da Tabela 5.28 demonstram que o comportamento do leito (expansão ou fluidificação) não pode ser caracterizado pelo aumento percentual do leito, já que, assim como nos resultados observados nos ensaios da Fase de Seleção B, as observações no reator anaeróbio de leito expandido demonstraram ser errônea a consideração de que um leito fluidifica quando atinge de 20% a 30% da sua altura inicial.

Além disso, também não é correto a utilização de cálculos simples para estimar aumentos na altura de um novo leito, já que a colocação dos 2.000 kg de partículas de CAG na Fase 5 resultou na modificação da distribuição das partículas existentes, o que, em termos espaciais, caracterizou uma nova formação do leito, alterando a porosidade, o volume de vazios e a perda de carga no leito de CAG.

5.6.2. Perda de Carga na Zona de Reação

Após o conhecimento da porosidade e da altura dinâmica do leito de CAG foi determinada a perda de carga (H_f) na zona de reação, sendo, para isso, diariamente monitoradas as Pressões na Base do reator (P_1) e na altura de 11,0m (P_2); e utilizada a eq.(24) para calcular a velocidade no interior do leito v_l .

O monitoramento das pressões P_1 e P_2 somente foi realizado a partir do 35º dia de operação, sendo que a grande variação na velocidade ascensional ocasionou mudanças constantes na perda de carga até o 85º dia de operação, conforme mostrado na Figura 5.166.

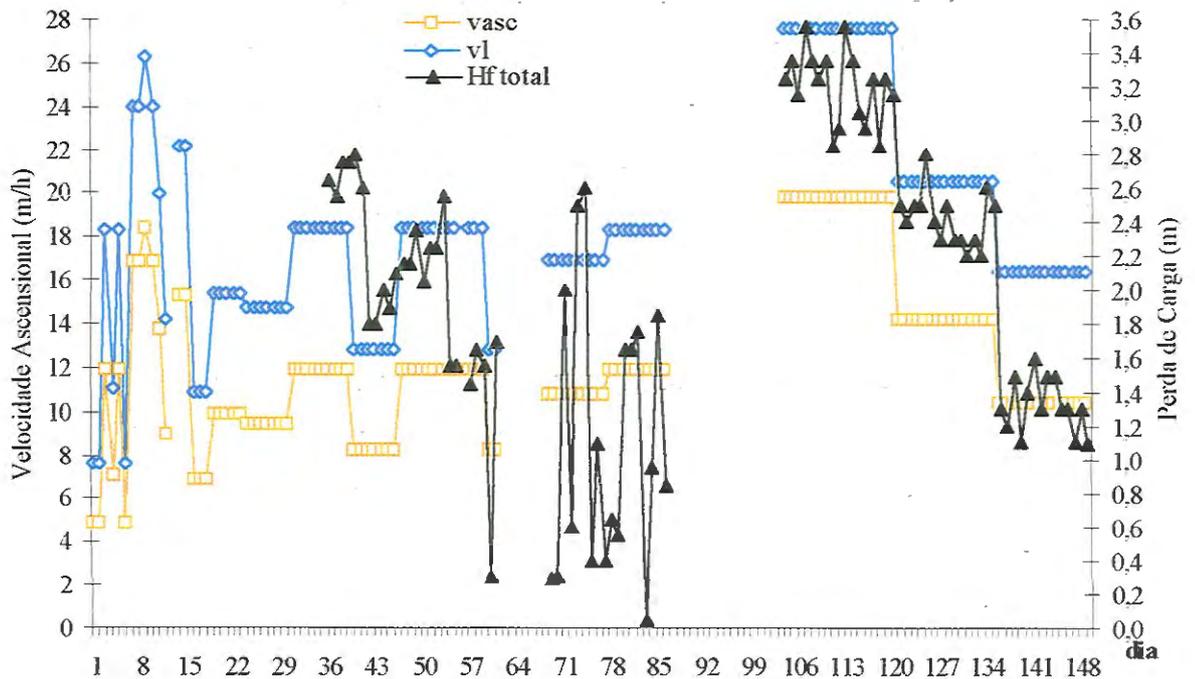


Figura 5.166: Valores da Velocidade no Leito de CAG (vl), Velocidade Após o Leito de CAG (vasc) e da Perda de Carga (Hf) Durante a Fase 1.

Os valores de perda de carga variaram de alguns centímetros até 2,80 m nas diferentes velocidades ascensionais empregadas até o 85º dia de operação, o que pode ter decorrido da retenção, e posterior liberação, de material particulado no leito de CAG; ou pelos caminhos preferências para escoamento da massa líquida, ocasionados pelo natural arranjo das partículas de CAG.

Com a utilização de velocidades ascensionais constantes ocorreram valores mais estáveis da perda de carga na zona de reação, tendo sido observadas perdas de carga médias de 3,20 m para 19,8 m/h; 2,42 m para 14,1 m/h e 0,60 m para 10,5 m/h.

Os valores médios de perda de carga total, da velocidade no leito (vl), velocidade ascensional (vasc), e da perda de carga unitária (J) durante a Fase 1 são mostrados na Tabela 5.29.

Tabela 5.29: Valores Médios de Perda de Carga Total (H_f) e Perda de Carga Unitária (J) na Zona de Reação Durante a Fase 1

Dias	v_l (m/h)	v_{asc} (m/h)	H_f (m)	J (m)
35 – 38	18,4	11,9	2,68	1,19
39 – 45	12,8	8,2	2,14	1,02
46 – 54	18,4	11,9	2,09	0,93
56 – 58	18,4	11,9	1,55	0,69
59 – 60	12,8	8,2	1,00	0,48
68 – 76	16,9	10,8	1,13	0,52
77 – 85	18,3	11,9	1,11	0,49
103 – 119	27,5	19,8	3,20	1,16
120 – 134	20,5	14,1	2,42	0,93
135 – 148	16,4	10,5	1,32	0,60

O emprego de velocidade ascensional constante por longos períodos nas Fases Experimentais 2; 3; 4; 5 e 6 resultou em maior homogeneidade dos valores de perda de carga, conforme pode ser verificado nas Figuras 5.167 e 5.168.

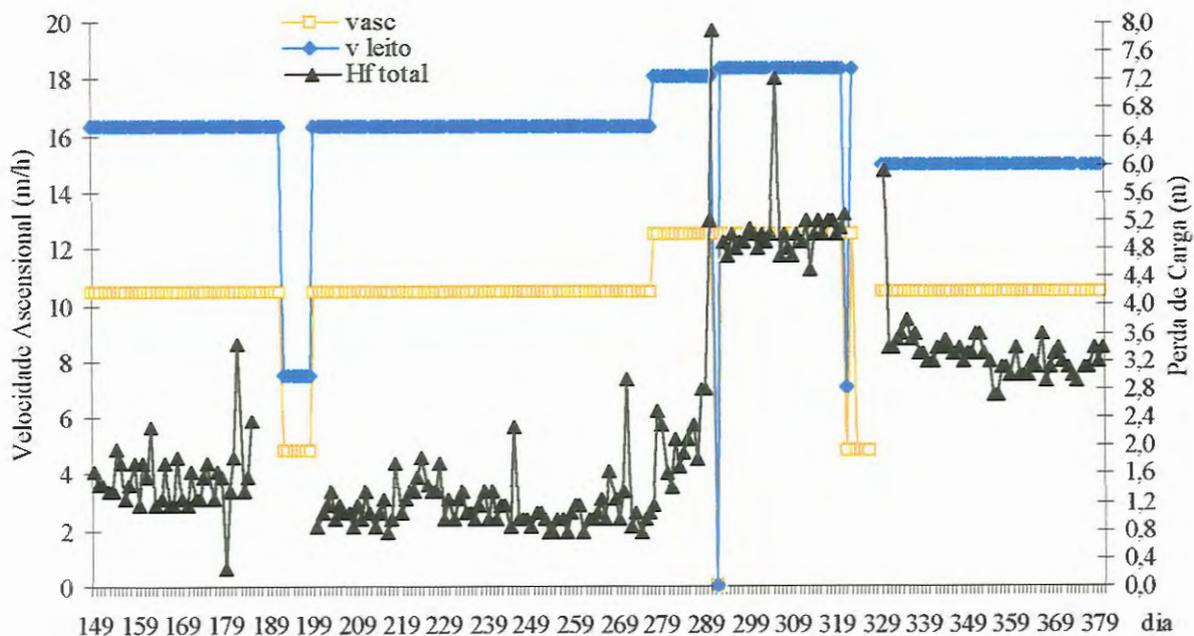


Figura 5.167: Valores da Velocidade no Leito de CAG (v_l), Velocidade Após o Leito de CAG (v_{asc}) e da Perda de Carga (H_f) Durante as Fases Experimentais.



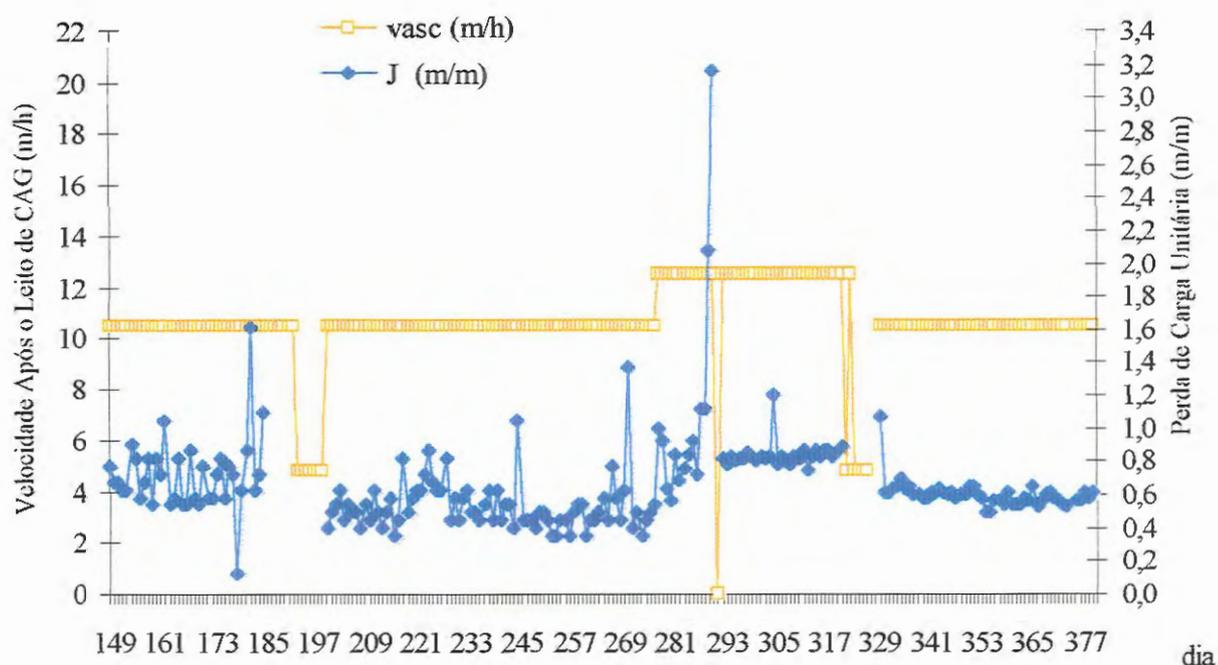


Figura 5.168: Valores da Velocidade Após o Leito de CAG (vasc) e da Perda de Carga Unitária (J) Durante as Fases Experimentais.

Apesar de as Fases 2 e 3 terem tido a mesma velocidade ascensional após o leito de CAG (vasc = 10,5 m/h), a perda de carga na Fase 2 apresentou valores maiores, o que pode ser explicado pela entrada de partículas sólidas no reator provocar a obstrução dos espaços para escoamento da massa líquida no leito de CAG.

O aumento da velocidade ascensional para 12,5 m/h na Fase 4 ocasionou aumento na perda de carga, que passou de 1,14 m na Fase 3 para 2,74 m na fase 4

Com a complementação do leito de CAG na Fase 5, passando para 3.500 kg de partículas de CAG, o valor médio da perda de carga total foi aumentado para 5,03 m, sendo que somente com a redução da velocidade ascensional na Fase 6 é que esse valor foi diminuído para 3,31 m.

Na Tabela 5.30 são mostrados os valores da velocidade ascensional no leito (v_l) e após o leito (v_{asc}), da perda de carga total e da perda de carga unitária durante as Fases Experimentais.

Tabela 5.30: Valores Médios de Perda de Carga Total (H_f) e Perda de Carga Unitária (J) na Zona de Reação Durante as Fases Experimentais.

Fase	v_l (m/h)	v_{asc} (m/h)	H_f (m)	J (m)
2	16,4	10,5	1,54	0,71
3	16,4	10,5	1,14	0,53
4	18,1	12,5	2,74	1,10
5	18,4	12,5	5,03	0,84
6	15,0	10,5	3,31	0,60

Apesar do aumento significativo nos valores de perda de carga após a complementação do leito de CAG (Fases 5 e 6), o maior valor de perda de carga unitária ocorreu na Fase 4, indicando que as maiores perdas ocorrem na região de entrada da massa líquida.

Ainda é oportuno observar que os valores de perda de carga (total e unitária) apresentados nas Tabelas 5.28 e 5.29 devem ser analisados como valores aproximados, já que não foi possível determinar com precisão a altura dinâmica do leito de CAG (L).

Comparação Entre as Perdas de Carga Experimental e Teórica

A grande variação da velocidade ascensional na Fase 1 permitiu a obtenção de maior número de dados das pressões nos pontos 1 e 2, o que possibilitou, com o emprego da expressão de Bernoulli, calcular a perda de carga experimental.

Por sua vez, a perda de carga teórica foi calculada pela soma das perdas de carga no leito (equação de Ergun) e na zona de reação acima do leito (Hazen-Williams).

É importante ressaltar que na equação de Ergun foram utilizadas a altura dinâmica do leito (L) verificada experimentalmente e o fator de esfericidade adotado de 0,85, o qual foi obtido por comparação de partículas de CAG na Figura 3.7.

Apesar do procedimento para determinação do fator de esfericidade ser mais fácil, a precisão dos valores é muito menor do que a obtida em procedimentos informatizados.

De outro modo, a perda de carga determinada pela equação de Hazen-Wiliams foi calculada da parte superior do leito até o manômetro P₂, instalado a 11,0 m acima da base do reator. No entanto, como a velocidade ascensional após o leito de CAG foi muito baixa, esses valores de perda de carga poderiam até ser desconsiderados.

Na Tabela 5.31 são apresentadas as perdas de carga experimental e teórica para algumas velocidades ascensionais da Fase 1, sendo importante observar que os valores de perda de carga experimental são médios.

Tabela 5.31: Perdas de Carga Experimental e Teórica no Leito de 1500 kg de CAG em Diferentes Velocidades Ascensionais Empregadas na Fase 1.

Fase	vasc (m/h)	L (m)	E	vl (m/h)	Re	Hf teórica m	Hf experimental m
1	8,2	2,10	0,647	12,7	360	4,73	1,57
	10,5	2,20	0,663	15,8	461	7,15	1,32
	10,8	2,20	0,655	16,3	474	7,56	1,13
	11,9	2,30	0,671	17,8	522	8,84	1,86
	14,1	2,60	0,715	19,7	619	10,20	2,42
	19,8	2,75	0,730	27,1	869	18,72	3,20

Nas Figuras 5.169 e 5.170 são apresentados gráficos comparando as perdas de carga (total e unitária) experimental e teórica.

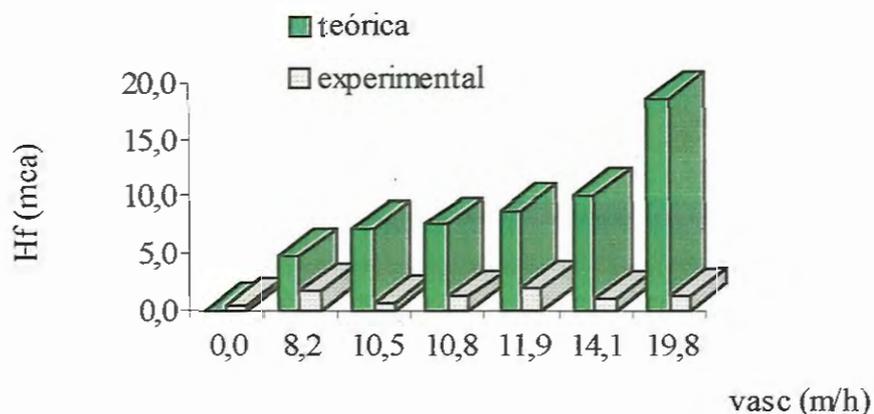


Figura 5.169: Comparação dos Valores Experimentais e Teóricos da Perda de Carga Total

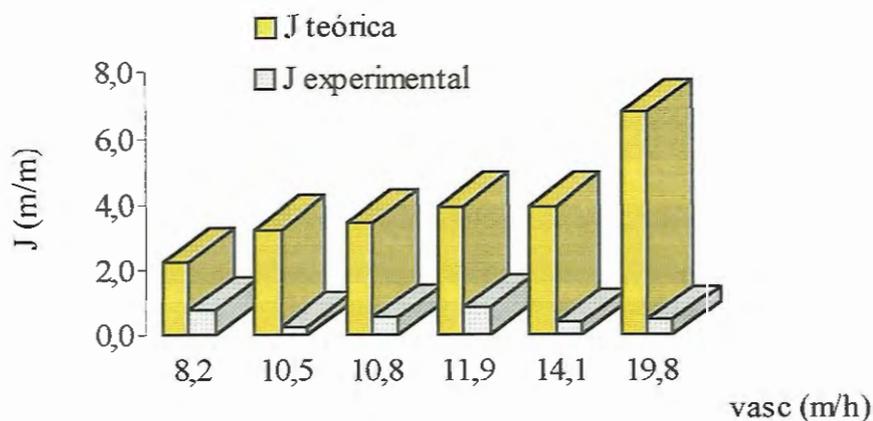


Figura 5.170: Comparação dos Valores Experimentais e Teóricos da Perda de Carga Unitária

A grande diferença dos valores das perdas de carga, experimental e teórica, confirma a citação de Droste (1997) de que a equação de Ergun (eq. 11) somente deve ser aplicada para leitos sem material particulado retido, pois a redução na

porosidade do leito modifica os caminhos para escoamento da massa líquida, o que, naturalmente, interfere nos valores de perda de carga.

Valencia (1992) é outro pesquisador que desaconselha a utilização da equação de Ergun em algumas situações. Segundo esse autor, a equação de Ergun (eq. 11) é muito dependente de algumas características do leito, sendo inútil sua aplicação quando não se conhece com precisão a porosidade do leito, o diâmetro das partículas e o fator de esfericidade.

Com base nas afirmações de Valencia (1992) Droste (1997) é possível entender a grande dificuldade para a elaboração de modelos de perda de carga em meios granulares, especialmente no caso dos reatores anaeróbios de leito expandido, em que o desconhecimento da evolução da biomassa aderida é um outro fator limitante para a elaboração de modelo apropriado.

Desse modo, a utilização de medidores de pressão, o acompanhamento da movimentação do leito e o emprego de rotina operacional constante são procedimentos indispensáveis para identificar as reais condições de operação do reator anaeróbio de leito expandido.

5.6.3. Movimentação Leito de CAG

Os valores médios da velocidade ascensional (v_{asc}) e de perda de carga durante a Fase 1 foram utilizados para elaboração da Curva de Expansão / Fluidificação do Leito de 1500 kg de CAG, conforme mostrado na Figura 5.171.

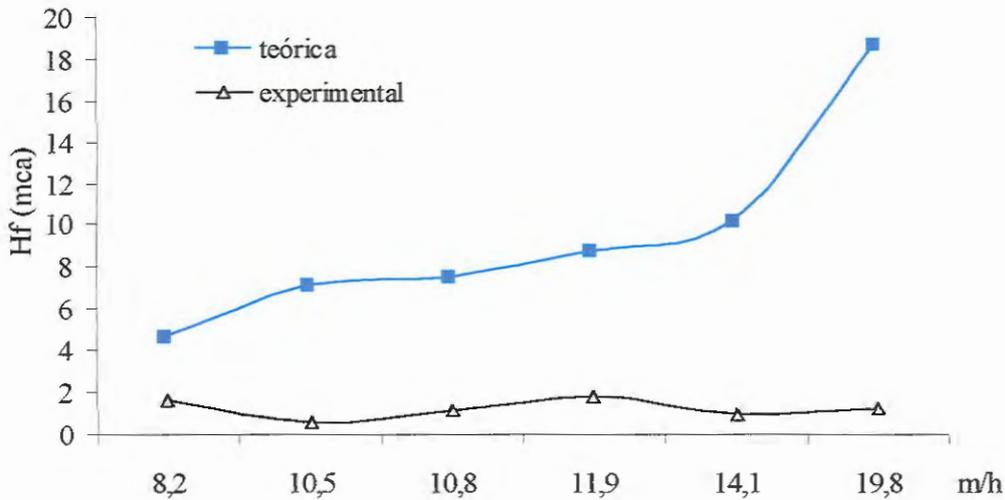


Figura 5.171: Curva de Expansão / Fluidificação do Leito para as Perdas de Carga Teórica e Experimental na Zona de Reação.

Nessa Figura é possível perceber que o leito apresenta movimentação do tipo expansão para os dados experimentais e teóricos, devido não ter sido atingida a região de transição e nem observada perda de carga uniforme com o aumento da velocidade ascensional.

Ainda é oportuno observar que no experimento ocorreram diferentes valores de perda de carga para a mesma velocidade ascensional, conforme mostrado na Tabela 5.32, o que demonstra que o comportamento do leito foi constantemente modificado durante a operação do reator experimental.

Tabela 5.32: Valores Médios da Perda de Carga Observados na Mesma Velocidade Ascensional.

Fase	Dias	Leito CAG kg	UPRS	vasc (m/h)	Hf (m)
1	35 - 38	1500	não	11,9	2,68
	46 - 54	1500	não	11,9	2,09
	56 - 58	1500	não	11,9	1,55
	77 - 85	1500	não	11,9	1,11
	134 - 148	1500	não	10,5	1,32
2	149 - 200	1500	não	10,5	1,54
3	201 - 276	1500	sim	10,5	1,14
4	276 - 290	1500	sim	12,5	2,74
5	291 - 330	3500	sim	12,5	5,03
6	331 - 380	3500	sim	10,5	3,31

Na velocidade ascensional (vasc) de 11,9 m/h foram observados valores de perdas de carga entre 1,11 e 2,68 m, sendo que essa grande faixa de valores dificultou o estabelecimento de um valor médio, especialmente por essa velocidade ter ocorrido quando ainda não estava instalada a unidade preliminar de retenção de sólidos.

A estabilidade da velocidade ascensional na Fases 2 e 3 (10,5 m/h) ocasionou diminuição dos valores da perda de carga, sendo que a utilização da unidade preliminar de sólidos também pode explicar os menores valores da Fase 3.

Desse modo, os dados da Tabela 5.32 são importantes para demonstrar que para a mesma rotina operacional podem ocorrer diferentes comportamentos do leito de CAG. Isso mostra que os dados de leitos de reatores desse tipo, como porosidade, altura dinâmica, percentual de expansão e perda de carga, devem ser interpretados como valores aproximados, sendo fundamental o constante monitoramento dos mesmos durante a operação do reator.

5.6.4. Biofilmes nas Partículas de CAG

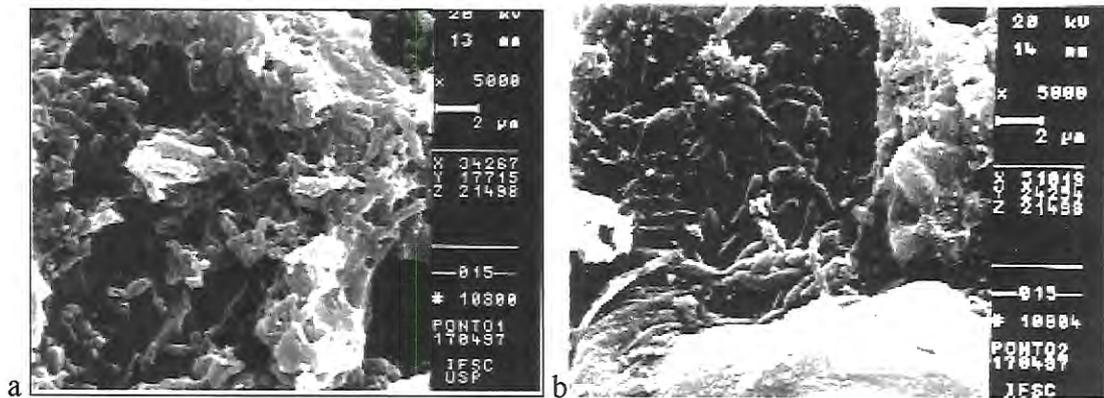
Na Fase de Partida foram coletadas amostras de partículas de CAG na parte inferior (Ponto 1) e superior (Ponto 2) do leito de CAG para verificar a evolução dos consórcios de microrganismos, tendo sido coletadas amostras no 2º dia (17.04.97), 9º dia (24.04.97) e no 30º dia de operação do reator (15.05.97).

Apesar de os dias amostrados não serem os mesmos em que foram realizados os ensaios de aderência na Fase de Seleção B, a proximidade entre eles (1º e 2º), (7º e 9º) e (21º e 30º) não impede a comparação e relacionamento entre as fotografias de MEV das partículas de CAG dos reatores anaeróbios de bancada, utilizados na Fase de Seleção B, e das partículas de CAG do reator anaeróbio de leito expandido em escala real, utilizado na ETE experimental.

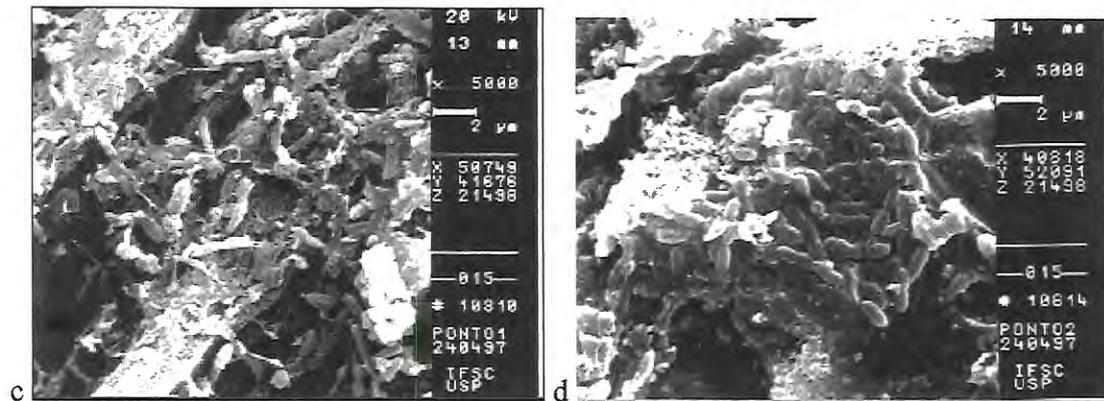
As observações das Fotografias 5.7 (a, b, c, d, e e f) foram semelhantes as realizadas durante os ensaios de aderência da Fase de seleção A, já que a partir do 2º dia de operação foi possível constatar a presença de microrganismos na superfície das partículas amostradas, sendo os maiores aglomerados de microrganismos observados nas amostras do 9º dia, o que foi repetido nas amostras do 30º dia de operação do reator.

Também foi possível perceber a maior presença de microrganismos nas partículas de CAG amostradas da parte inferior do reator, o que pode ser explicado pela alta turbulência na entrada da massa líquida facilitar a difusão do substrato. Contudo, deve existir um limite em que a turbulência dificulte a fixação dos microrganismos nos suportes.

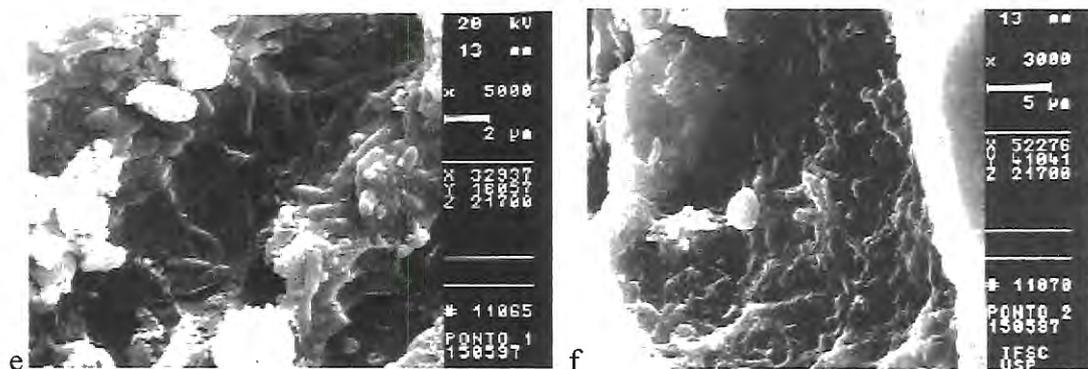
As Figuras 5.169 mostram fotografias em MEV de partículas de CAG, dos Pontos 1 e 2, da Zona de Reação.



Figuras 5.172: Fotografias de MEV de Partículas de CAG da Zona de Reação no 2º dia de operação - Ponto 1 (a) e Ponto 2 (b).



Figuras 5.173: Fotografias de MEV de Partículas de CAG da Zona de Reação no 9º dia de operação - Ponto 1 (c) e Ponto 2 (d).



Figuras 5.174: Fotografias de MEV de Partículas de CAG da Zona de Reação no 30º dia de operação - Ponto 1 (e) e Ponto 2 (f).

Ainda é oportuno ressaltar que a pequena quantidade de amostras e de ensaios microbiológicos não torna os resultados e explicações aqui expostos definitivos, independente de a turbulência ser um fator positivo para a difusão do substrato, já que existem outros fatores que podem interferir ou auxiliar o processo de formação e desenvolvimento do biofilme, devendo os mesmos serem estudados de forma mais exaustiva e com maior profundidade acadêmica.

Assim, os dados aqui apresentados tentaram registrar um fato, para estimar o possível intervalo em que ocorre a aglomeração dos microrganismos nas partículas de CAG, o que foi observado ocorrer nos 10 primeiros dias.

Por outro lado, somente estudos específicos irão confirmar essas observações e explicar as razões para, nos primeiros 30 dias de operação, ocorrer maior formação de biofilmes nas partículas localizadas na parte inferior da zona de reação.

Apesar de terem sido tentados dois diferentes procedimentos para quantificar a biomassa aderida nas partículas de CAG, os resultados obtidos foram aquém do esperado.

O primeiro procedimento foi baseado na determinação de sólidos suspensos voláteis nas partículas amostradas de CAG, porém a presença de compostos orgânicos na superfície das partículas utilizadas como padrão (sem biomassa aderida) impediram a determinação da temperatura ideal para os ensaios, tendo ocorrido significativas variações nas determinações de SSV realizadas em diferentes temperaturas (500 °C a 860 °C).

Em razão do insucesso nas determinações da concentração de SSV no laboratório da EESC-USP, amostras de CAG foram encaminhadas para o laboratório Interdisciplinar de Eletroquímica e Cerâmica da Universidade Federal de São Carlos, devido esse ser um dos poucos laboratórios no Brasil com equipamentos sofisticados para quantificar a forma da partícula e a biomassa nela aderida. No entanto, apesar

dos esforços do Prof. Elson Longo e de seus colaboradores, problemas nos equipamentos impossibilitaram a realização desses ensaios, ocasionando o desconhecimento da biomassa aderida nas partículas de CAG.

Ainda é oportuno ressaltar que a impossibilidade de utilização desses equipamentos também prejudicou a determinação do coeficiente de esfericidade das partículas de CAG.

5.6.5. Perfil de SST Acima do Leito de CAG

O comportamento dos sólidos suspensos totais acima do leito de CAG foi monitorado no 35º dia de operação, tendo sido verificadas concentrações de SST nos pontos de amostragem da zona de reação para diferentes velocidades ascensionais, conforme pode ser observado na Figura 5.175.

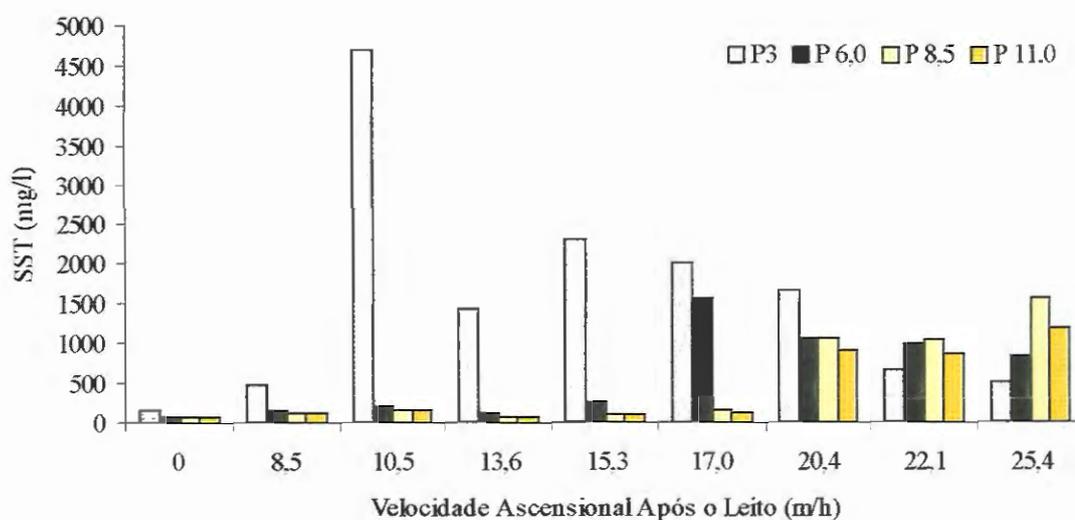


Figura 5.175: Concentração de Sólidos Suspensos Totais na Zona de Reação em Diferentes Velocidades Ascensionais.

A maior concentração de SST na parte inferior da zona de reação ocorreu até a velocidade ascensional de 15,3 m/h, sendo, a partir da vasc de 17,0 m/h constatado o aumento das concentrações de SST na parte superior do reator.

Nos ensaios com as velocidades ascensionais de 22,1 e 25,4 m/h foi verificado que a maior concentração de SST estava localizada na parte superior da zona de reação, o que indicava possível carreamento no efluente do reator.

Apesar de o ensaio ter sido realizado no início da operação, não tendo ainda grandes concentrações de SST retidos no reator, seus resultados foram significativos para o conhecimento das alterações durante a operação do reator.

Assim, em função da concentração de SST no interior do reator e da intenção de reduzir o consumo de energia elétrica, pela redução da taxa de recirculação, foi estabelecida a velocidade ascensional de 20 m/h como limite máximo de operação.

Contudo, como já foi exposto anteriormente, o monitoramento demonstrou que, para as condições da pesquisa, as velocidades ascensionais mais adequadas foram de 10,5 m/h e 12,5 m/h, o que acabou resultando em grandes concentrações de SST nos pontos de amostragem inferior (P_{3,0}) e intermediário (P_{6,0}).

5.7. Remoção do Material Retido na ETE

Durante o experimento não foram realizadas remoções de bio-partículas (partículas de CAG + biomassa) constituintes do leito do reator.

Por outro lado, foi possível quantificar o material carreado pela massa líquida que ficava retido na peneira estática, pois todas as atividades de coleta de amostras e de manutenção do reator foram realizadas sobre a peneira estática.

O deságüe natural do material retido no reator ocorreu na própria peneira, o que permitiu a determinação do volume seco no momento do acondicionamento para o recolhimento e transporte até o aterro sanitário da cidade de São Carlos, conforme mostrado nas Figuras 5.176.

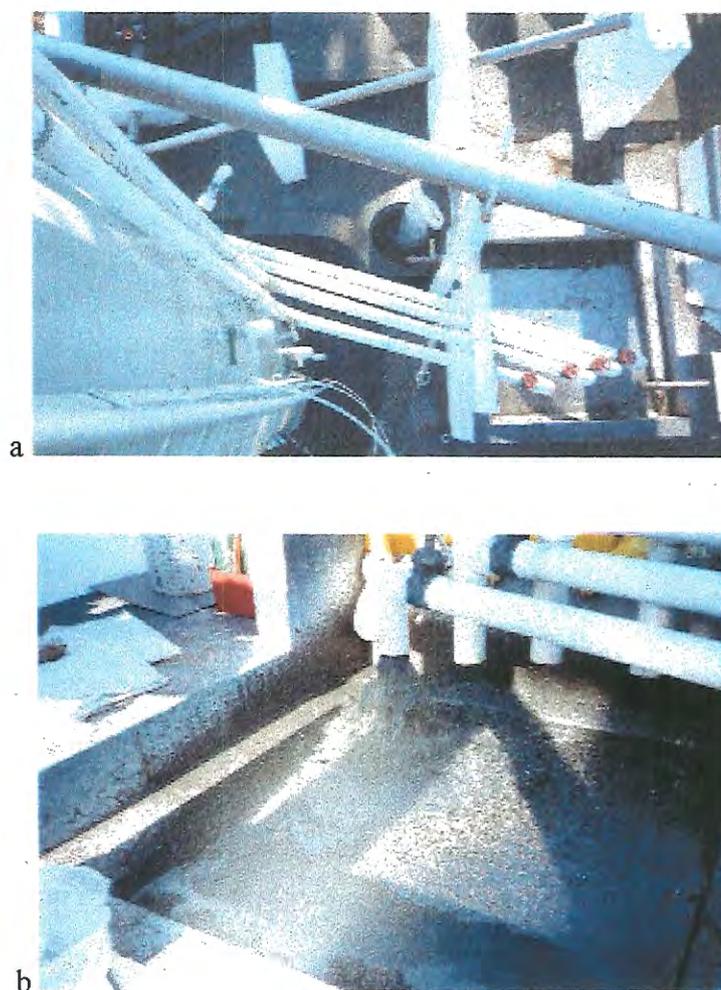


Figura 176: Fotografias das Tubulações de Coleta de Amostra (a) e do Material Retido na Peneira Estática (b).

O material seco originado na coleta das amostras e na remoção do material flotante no reator foi colocado em um recipiente de 200 litros, o qual foi enchido 4 (quatro) vezes por esse material, totalizando 800 litros de material seco acondicionado durante todo o período experimental.

No entanto, é importante ressaltar que o emprego da URPS foi fundamental para reduzir o volume de material sólido e flotante no interior do reator, o que, naturalmente contribuiu para melhorar a qualidade do efluente.

Por outro lado, o material removido da UPRS pode consistir em problema, pois precisa ser disposto adequadamente. Durante a Fase Experimental foram realizadas 9 (nove) manutenções na UPRS, sendo removido volume total de material sólido da ordem de $6,3 \text{ m}^3$.

No caso específico da pesquisa não foi preciso a construção de unidade para o desague do material removido na UPRS, já que a remoção ocorria por caminhão limpa-fossa, porém em outras instalações deve ser previstos leitos de secagem, centrífugas ou sistema apropriado para adensamento, condicionamento e destino final do material retido na UPRS.

Mesmo com o emprego da UPRS ainda foram necessárias 3 (três) remoções de material flotante retido acima da tubulação de saída do efluente do reator, sendo nessas atividades de limpeza o material flotante removido por baldes de 10 litros içados em cordas.

Essa prática rudimentar de remoção de material retido na parte superior do reator justificou a utilização de sistema de tubulação de descarga do material flotante, o qual está sendo instalado pelo engo. Neyson Martins Mendonça para realização da parte experimental do seu curso de doutorado.

Nas Fotografias da Figura 177 são mostradas as remoções do material sólido e do material flotante retidos na UPRS durante a 5ª atividade de manutenção.

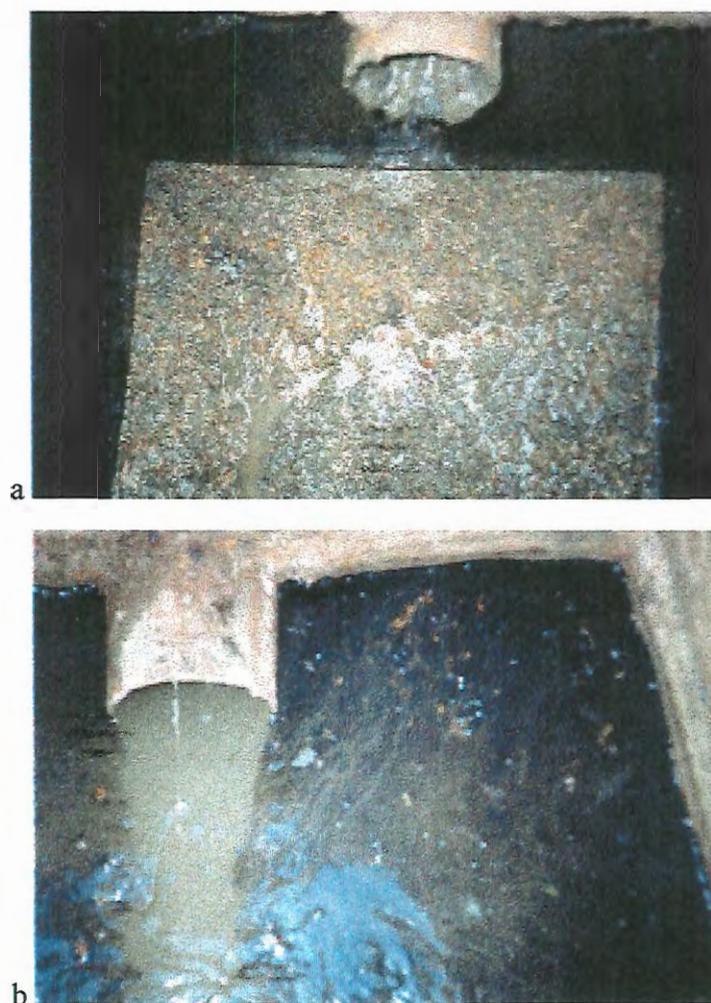


Figura 5.177.: Fotografias do Material Sólido (a) e do Material Flotante (b) Retidos na Unidade Preliminar de Retenção de Sólidos - UPRS.

Os volumes de material sólido e flotante removidos durante as fases experimentais são mostrados na Tabela 5.33.

Tabela 5.33: Volume do Material Removido na ETE Experimental.

Material Removido	Unidade	Fase						Total
		1	2	3	4	5	6	
Sólido (m ³)	UPRS	-	-	2,80	0,70	1,40	1,40	6,30
	Reator	0,20	0,20	-	-	0,20	0,20	0,80
Flotante (m ³)	UPRS	-	-	**	*	*	*	
	Reator	-	-	0,02	-	0,03	0,02	0,07
Total.....		0,20	0,20	2,82	0,70	0,63	1,62	7,17

* não foi realizada remoção de material

** material não foi quantificado durante a remoção

5.8. Custos Operacionais

Durante o monitoramento da ETE foram anotadas as atividades de operação e de manutenção que ocasionaram dispêndios.

A atividade de manutenção que constantemente gerou custo foi a contratação de caminhão, tipo limpa-fossa, para remoção do material retido na UPRS e nos poços úmidos 1 e 2.

Em relação aos custos de operação foram relacionados os custos com o consumo de produto químico e com a utilização de energia elétrica.

É importante ressaltar que existiram atividades “não programadas” que geraram custos, como o conserto dos CMBs 1 e 2; a recuperação de vazamentos em tubulações, registros e conexões. Os valores gastos com essas atividades “não programadas” não são citados nesse trabalho, devido sua característica eventual e específica.

Também não são considerados os custos para aquisição dos 250 m de rede coletora de manilha vidrada ϕ 150 mm, que foram utilizados pela Prefeitura do Campus da EESC-USP e pelo Sistema Autônomo de Água e Esgotos de São Carlos para remanejamento do ponto de lançamento da tubulação de esgoto sanitário.

O custo dessa tubulação não é considerado por não ser resultante da operação ou manutenção da ETE Experimental, mas sim pela necessidade de remanejamento do ponto de lançamento dos efluentes gerados no setor nordeste do Campus da EESC-USP.

5.8.1. Custos de Manutenção

Caminhão Limpa-Fossa

O material particulado retido nos poços úmidos 1 e 2 foi removido pelo caminhão tipo limpa-fossa, 2 (duas) vezes até o 200 o dia de operação (Fase 2).

Com a entrada em operação da UPRS foi verificada a necessidade de aumentar a frequência de remoção do material particulado, o que foi realizado pelo caminhão tipo limpa-fossa contratado para esse serviço, o qual foi realizado 4 (quatro) vezes na Fase 3; 1 (uma) na Fase 4; 2 (duas) na Fase 5; e 2 (duas) na Fase 6.

Durante a pesquisa foram realizadas 12 contratações do caminhão, com custo unitário de R\$ 70,00 (setenta reais), o que resultou no custo total de R\$ 840,00 (oitocentos e quarenta reais). Na Tabela 5.34 são relacionados os custos dessa atividade por Fase Operacional.

Tabela 5.34 Contratação de Caminhão Limpa-Fossa.

Fase	Dias	Viagem	RS / Viagem	RS	RS / dia
1*	148	2	70,00	140,00	0,95
2*	51	1		70,00	1,37
3	78	4		280,00	3,59
4	14	1		70,00	5,00
5	38	2		140,00	3,68
6	51	2		140,00	2,75
Total	380	12		840,00	2,21

* somente nos poços úmidos 1 e 2 (ainda não estava construída a UPRS).

obs: R\$ 1,10 = 1,00 US\$ foi a equivalência média durante a pesquisa.

A remoção de material do reator não gerou custos adicionais de manutenção, já que o material removido foi desaguado na peneira estática, acondicionado em sacos plásticos e transportado, pelo caminhão da limpeza pública, para o aterro sanitário de São Carlos.

Outros Custos

Na Fase 1 (Partida) ocorreram problemas de aquecimento dos CMBs 1 e 2, os quais obrigaram a contratação de terceiros para serviços de manutenção nos motores desses equipamentos.

Também ocorreram vazamentos nas conexões de PVC instaladas entre o reator e os registros das tubulações de coleta de amostras, especialmente os cotovelos (cantos), levaram a substituição por Ferro Galvanizado.

Os defeitos nas duas válvulas de retenção da tubulação de recalque dos CMBs, por problemas na portinhola; levaram a troca pelo fornecedor, porém sem que tenha sido gerado custo adicional., com problemas de vazamento e 1 (um) registro, com problema de vedação.

Apesar do custo reduzido, o serviço de manutenção mais complicado foi a substituição do anel de vedação da flange da tampa de visita de aço carbono, diâmetro de 0,6 m, instalada na parte inferior do reator.

Como os serviços de manutenção dos CMBs, de recuperação de vazamentos e de substituição do anel de vedação não são realizados rotineiramente, optou-se por estimar o item “outros custos” em 5% do total dos custos quantificados na ETE Experimental.

5.8.2. Custos de Operação

Bicarbonato de Sódio

O maior consumo de bicarbonato de sódio ocorreu durante a Fase 1, em razão dos problemas de instabilidade operacional terem ocasionado a geração de odores desagradáveis, sendo a partir do 16º dia de operação utilizado bicarbonato de sódio para corrigir a alcalinidade total da massa líquida e, com isso, estabilizar as interações entre os organismos decompositores.

Após ter sido atingido o estado de equilíbrio dinâmico aparente no reator, o que ocorreu no final da Fase 1, foi decidida a continuidade de aplicação da suspensão de bicarbonato de sódio.

No 342º dia foi interrompida a utilização da suspensão de bicarbonato de sódio, sendo o restante do monitoramento na Fase 6 realizado sem correção da alcalinidade. Provavelmente, esta interrupção ocasionou um novo tipo de organização e interação entre os microrganismos decompositores do substrato, o que, pode ser percebido pelos diferentes valores de CH₄ e CO₂ no biogás.

Na Tabela 5.35 são mostrados os custos com aquisição do produto químico. A maior utilização de bicarbonato de sódio ocorreu na Fase 1, enquanto o maior custo diário foi observado na Fase 2, o que pode ser explicado pela aplicação da suspensão de bicarbonato não ter ocorrido em todos os dias da Fase 1.

Tabela 5.35: Aquisição de Bicarbonato de Sódio.

Fase	Dias	PQ kg	kg PQ / dia	R\$ / kg	R\$ / Fase	R\$ / dia
1	148	610	4,12	0,55	335,50	2,27
2	51	440	8,63		242,00	4,75
3	78	400	5,13		220,00	2,82
4	14	20	1,43		11,00	0,79
5	38	90	2,37		49,50	1,30
6	51	48	0,94		26,40	0,52
Total	380	1608			884,40	2,33

* R\$ 1,10 = 1,00 US\$ foi a equivalência média durante a pesquisa.

Consumo de Energia Elétrica

Durante o desenvolvimento da pesquisa existia dúvida se custo de energia elétrica não seria um fator inibidor para a utilização do reator em zonas urbanas.

Os argumentos favoráveis indicavam que a baixa taxa de recirculação (0,85 e 0,63) tornava o reator atraente em termos de custo operacional de energia elétrica, já que a potência consumida pelos CMBs foi semelhante a utilizada por CMBs de edifícios residenciais de 10 pavimentos.

Independente das explicações citadas acima, ainda continuava a dúvida da viabilidade econômica, especialmente pela falta de números confiáveis.

Para solucionar essa questão foram instalados 2 (dois) equipamentos para medição da energia utilizada, um em cada CMB, sendo esses medidores idênticos aos utilizados pela Companhia Paulista de Força e Luz - CPFL na cidade de São Carlos – SP.

Esses equipamentos de medição foram instalados na fase 6, sendo operados do 336º ao 380º dia, o que resultou em 43 dias de operação contínua e apenas 1 dia de paralisação.

Nas Figuras 5.178 e 179 são apresentados os consumos registrados e os custos da energia elétrica utilizada nos CMBs, respectivamente.

O consumo de energia elétrica variou de 11 a 30 kw/dia no CMB₁ e de 11 a 23 kw/dia no CMB₂, o que resultou no custo médio de R\$ 3,13 e R\$ 2,59 por dia, respectivamente, quando considerado o custo da tarifa domiciliar de R\$ 0,144385 por kwh, utilizado pela Companhia Paulista de Força e Luz – CPFL no mês de março de 1998.

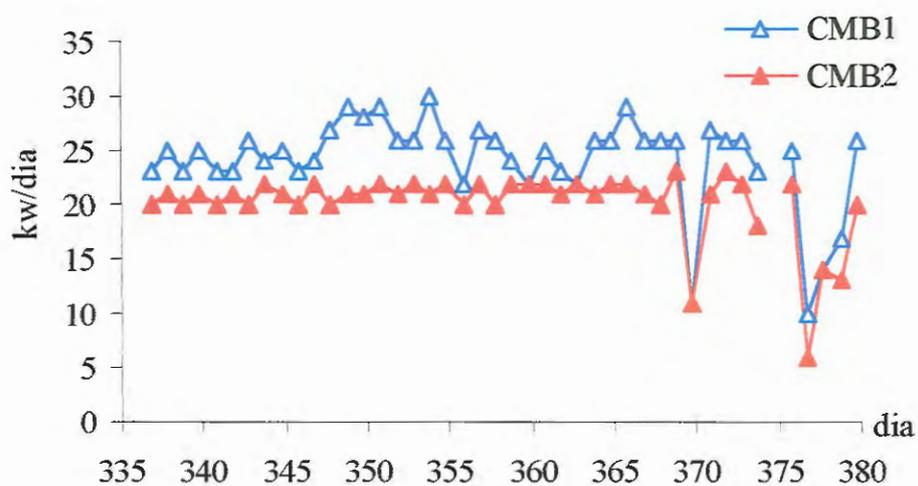


Figura 5.178: Consumo de Energia Elétrica nos CMBs 1 e 2.

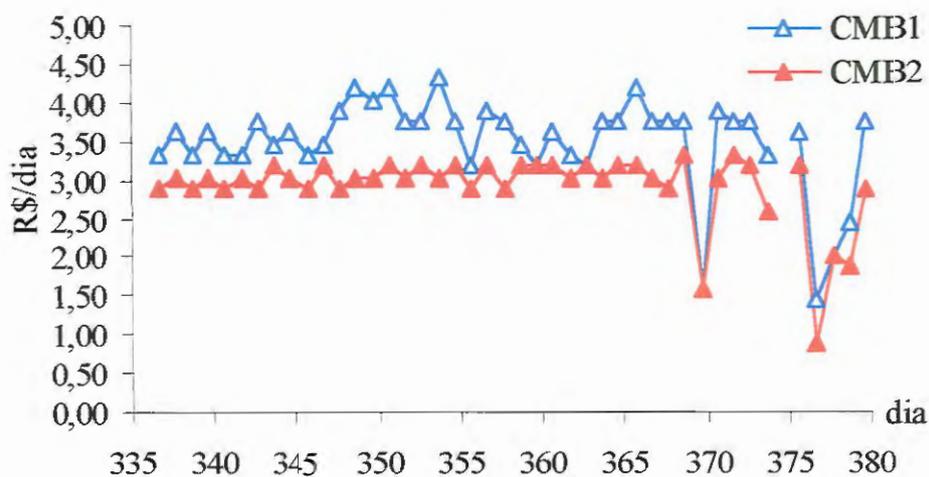


Figura 5.179: Custo em R\$/dia para a Operação dos CMBs 1 e 2.

Dessa forma, em média o custo total de energia elétrica foi de R\$ 5,72 por dia, o que resultou nas relações de $71,0 \text{ m}^3$ e $76,0 \text{ m}^3$ tratados por real para os CMBs 1 e 2, respectivamente, conforme pode ser verificado nas Figuras 5.180 e 5.181.

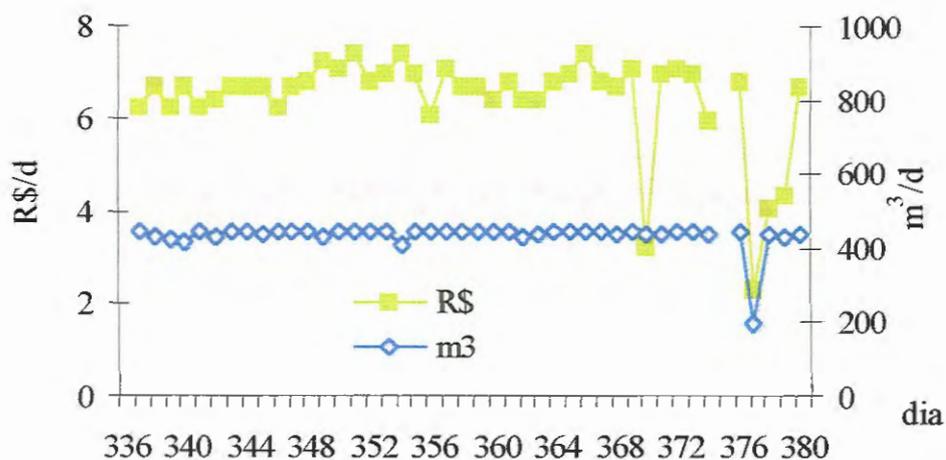


Figura 5.180: Custo Total com Energia Elétrica e Vazão Total dos CMBs 1 e 2.

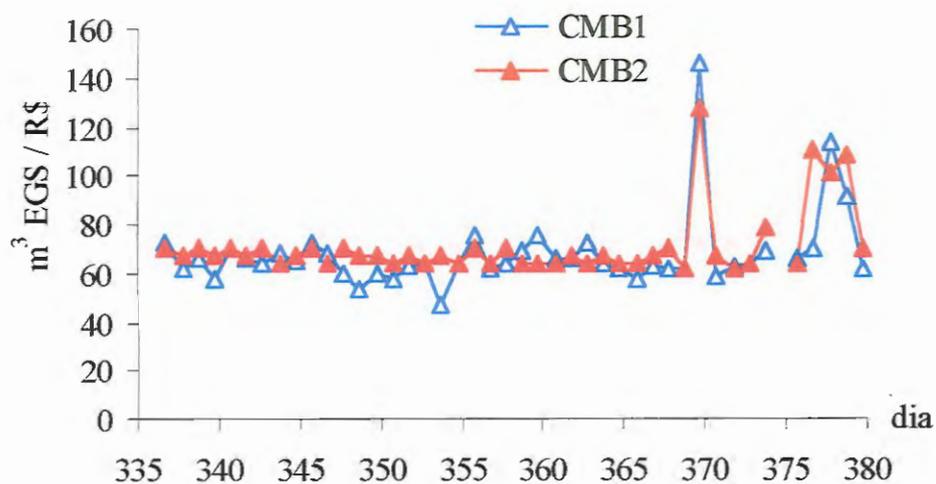


Figura 5.181: Relação Vazão dos CMBs pelo Custo com Energia Elétrica para Funcionamento da ETE Experimental.

As horas de operação por dia (h/dia) e o consumo de energia elétrica nos CMBs 1 e 2 (kw/dia) foram registrados para facilitar a determinação do custo com energia elétrica na ETE Experimental, conforme mostrado na Tabela 5.36.

Tabela 5.36: Consumo Médio Diário de Energia Elétrica na ETE Experimental.

Fase	Período	dias	CMB	h/dia	m ³ /dia	kw/d	kw.h (R\$)	R\$/dia	m ³ /R\$	Total R\$/dia
6	336 – 374	39	1	23,3	233,4	24,9	0,144385	3,60	64,8	6,62
			2	24,0	204,0	20,9		3,01	67,4	
	376– 380 ^a	5	1	20,5	205,2	18,4	0,144385	2,66	77,2	4,82
			2	21,5	182,4	15,0		2,17	84,2	
Tot.	336 - 380	44	1	21,9	219,3	21,7	0,144385	3,13	71,0	5,72
			2	22,7	193,2	17,9		2,59	76,0	

obs 1 : CMBs 1 e 2 foram paralisados apenas no 375º dia de operação.

* R\$ 1,10 = US\$ 1,00 foi a equivalência média durante a pesquisa.

Para a elaboração da tabela 5.35 foi adotada a tarifa de energia elétrica utilizada pela CPFL para determinar o consumo residencial, no mês de março de 1998, na cidade de São Carlos – São Paulo.

Ainda é oportuno observar que, normalmente, o valor da tarifa de energia elétrica em Estações de Tratamento de Esgotos Sanitários é menor do que o valor utilizado para o consumo residencial, em razão da negociação de maior demanda entre a responsável pela ETE e a empresa responsável pelo fornecimento.

Apesar disso, na presente estimativa de custos foi utilizado o valor do consumo de energia elétrica residencial, já que não foi conhecido o possível contrato de demanda firmado entre o Serviço Autônomo de Água e Esgoto da cidade de São Carlos e a Companhia Paulista de Força e Luz – CPFL.

5.8.3. Custo Geral de Operação e Manutenção da ETE Experimental

No custo geral de operação e manutenção da ETE Experimental não foram considerados os custos com pessoal, encargos sociais, amortização de investimentos, depreciação dos equipamentos etc, já que o objetivo principal foi relatar os gastos realizados durante a fase experimental.

Assim, o custo geral foi relacionado com o volume tratado de esgotos sanitários e com a população atendida para a vazão das Fases 3 e 6 (maior eficiência da ETE), tendo sido adotados consumo per capita de água de 190 l/hab.dia, coeficiente de retorno de 0,8, taxa de infiltração de 0,05 l/s.km e 1 m de rede coletora por habitante. Com esses dados foi possível determinar que, para a vazão tratada na ETE de 10,5 m³/h, a população atendida com tratamento de esgoto sanitário foi da ordem de 1535 habitantes.

Na Tabela 5.37 são apresentados os custos quantificados durante o experimento, bem como, custos estimados para possibilitar a determinação do custo global de operação e manutenção da ETE Experimental

Tabela 5.37: Custo Global Diário e Mensal para Operação e Manutenção da ETE Experimental.

Atividade	<u>R\$</u> <u>dia</u>	<u>R\$</u> <u>mês</u>	<u>R\$</u> <u>m³.dia</u>	<u>R\$</u> <u>hab.dia</u>
Contrato Caminhão de Limpeza	2,21	66,30	0,0092	0,0014
Aquisição de Bicarbonato de Sódio	2,33	69,90	0,0097	0,0015
Consumo de Energia Elétrica	5,72	171,60	0,0238	0,0037
Total Custos	10,26	307,80	0,0427	0,0067

obs : considerando população atendida pela ETE de 1535 hab;

obs : considerando vazão de 10 m³/h (240 m³/d) utilizada nas Fases 2, 3 e 6.

obs: outros custos: aquisição de peças e conexões, manutenção de tubulações, CMBs, depreciação dos equipamentos e instalações, etc.

obs : R\$ 1,10 = 1,00 US\$ foi a equivalência média durante a pesquisa;

O custo diário para aquisição de produto químico, transporte do material retido e consumo de energia elétrica foi de R\$ 10,26 (R\$ 0,0067 por habitante dia). Assim, o custo mensal médio para o tratamento de esgoto sanitário de 1535 habitantes foi de R\$ 307,80.

O custo por m^3 tratado por dia foi de R\$ 0,0427, o que é equivalente ao tratamento de 23,4 m^3 de esgoto para 1 (um) real.

Esses custos quantificados durante a pesquisa demonstram a viabilidade econômica da ETE Experimental, já que os demais custos (pessoal, depreciação equipamentos, amortização investimentos etc) são os mesmos de todo e qualquer tipo de ETE.

Provavelmente, o aspecto mais importante na determinação do custo tenha sido a quantificação do consumo de energia elétrica para operação dos CMBs, o qual não foi tão expressivo como citado por alguns autores, e que, portanto, não deve ser utilizado como argumento contrário a implantação de reatores anaeróbios de leito expandido, desde que tenham operação sejam semelhante a utilizada na presente pesquisa (taxa de recirculação q menor que 1).

A representação gráfica dos custos quantificados durante a fase experimental é mostrada nas Figuras 5.182 e 5.183.

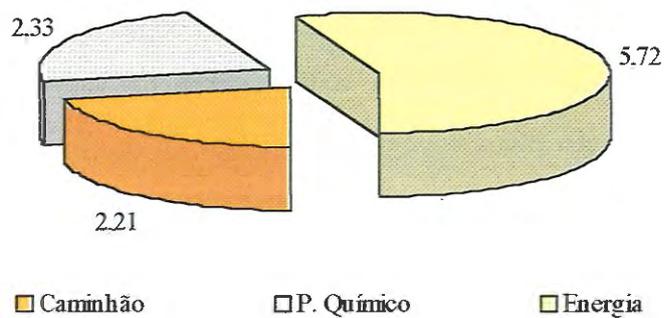


Figura 5.182: Custo Global Diário para Operação e Manutenção da ETE Experimental.

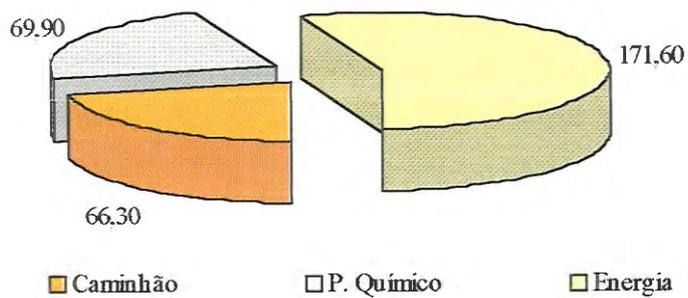


Figura 5.183: Custo Global Mensal para Operação e Manutenção da ETE Experimental.

6. CONCLUSÕES

A pesquisa ratifica as afirmações de outros pesquisadores de que o reator anaeróbio de leito expandido é uma alternativa eficiente e apropriada para tratamento de esgoto sanitário, sendo ainda concluído que:

- As partículas de carvão ativado granular (CAG) foram selecionadas para formar o leito suporte do reator anaeróbio de leito expandido em escala real. Contudo, na operação do reator experimental somente foram semelhantes os resultados da presença de microrganismos nas partículas de CAG (Fase de Seleção A), já que não foram repetidos os resultados obtidas nos ensaios na coluna piloto de expansão/ fluidificação (Fase de Seleção B);
- A partida do reator ocorreu em aproximadamente 5 meses, demonstrando que a inoculação prévia do reator pode ser dispensada para o tipo de substrato utilizado (esgoto sanitário). Entre o 134º e o 148º dia de operação foi atingido o equilíbrio dinâmico aparente, na velocidade ascensional de 10,5 m/h, tendo ocorrido 5 determinações consecutivas com valores médios de 61,5 % de CH₄ no biogás, 68,2% de remoção de DQO_T e 82,0 % de remoção de SST, conforme as condições preestabelecidas para o encerramento da Fase de Partida.
- É recomendada a remoção preliminar de sólidos para melhorar as condições operacionais do reator anaeróbio de leito expandido.
- As melhores remoções na ETE Experimental (UPRS + Reator) ocorreram nas Fases 3 e 6 quando foram aplicadas COV_T médias de 10,0 kg DQO_T/m³.dia e de

10,4 kg DQO_T/m³.dia, respectivamente, e foram idênticas as condições operacionais: 10,0 m³/h de esgoto gradeado; utilizada UPRS; reator anaeróbio de leito expandido foi operado com 10,5 m/h de velocidade ascensional; 3,1 h de tempo de detenção hidráulica (TDH) e 0,85 de taxa de recirculação (Tq). Apesar da diferença dos leitos, 1500 kg de CAG na Fase 3 e 3500 kg de CAG na Fase 6, foram obtidas remoções médias na ETE Experimental de 79,5 % e 81,0 % de DQO_T; 66,5% e 71,5% de DQO_{AF}; 58,8% e 56,7 % de ST; 83,3 % e 76,3 % de SST; 37,3% de SDT; 94,4% e 96,2 % de sólidos sedimentáveis; 73,8% e 71,3 de solúveis em hexano, respectivamente. Os resultados da Fase 6 também podem ser relacionados com a complementação do leito de CAG (+ 2000 kg de CAG) na Fase 5, já que em aproximadamente 60 dias foi restabelecida a eficiência observada anteriormente;

- A coleta do efluente do reator não deve ser realizada de forma simultânea com a coleta do afluente, somente devendo ocorrer após período de tempo equivalente ao tempo de detenção hidráulica no reator (efluente TDH^o). Na Fase 6 foram observados acréscimos de 45 mg/l na DQO_T, 35 mg/l na DQO_{AF}, 138 mg/l de ST e 14 mg/l de SST na composição do efluente TDH^o quando em comparação com a composição do efluente coletado simultaneamente com o esgoto sanitário (efluente pontual), o que reduz a eficiência do reator da ordem de 5% para DQO_T, 12,3% para DQO_{AF}, 24,9% para ST e 3,3% para SST.
- Nos Perfis de coleta horária foi possível verificar que o esgoto gradeado e o efluente da UPRS apresentaram grande variação de composição durante os períodos diurno e noturno, enquanto a composição do efluente do reator foi mais estável;
- O tratamento complementar do efluente do reator em sistema de flotação, em escala de laboratório com alimentação por batelada, mostrou-se potencialmente indicado, sendo obtidas remoções médias, no 1º ensaio, de 93,9 % de DQO_T; 80,8 % DQO_{AF} e 98,4 % de SST; 98,2 % de fósforo total; de 98,5 % de turbidez; e 97,8 % de cor. No entanto, ainda é preciso investigar o desempenho do sistema

de flotação construído na mesma escala do reator anaeróbio, bem como, seu comportamento quando o reator for submetido a cargas de choque.

- A aglomeração de microrganismos nas partículas de CAG ocorreu nos 9 primeiros dias de operação do reator anaeróbio de leito expandido, tendo predominado as bactérias com formato de bacilos e os agrupamentos ocorrido nos poros, cavidades e rugosidades, o que foi similar aos resultados obtidos na Fase de Seleção A.
- Durante os 380 dias de operação foram descartados 7,1 m³ de resíduo sólido do reator. Apesar do volume pequeno, a falta de planejamento ocasionou remoção manual desse material, aumentando os custos e a duração das atividades de manutenção da ETE Experimental.
- O custo mensal com energia elétrica para o tratamento de 240 m³/d de esgoto sanitário na ETE Experimental (1535 habitantes, per capita de água de 190 l/hab.dia) foi de R\$ 171,60 (R\$ 5,72 / dia), o que demonstra que o custo com energia elétrica não impede o aumento da escala de reatores anaeróbios de leito expandido / fluidificado semelhantes ao pesquisado, o qual operou com taxa de recirculação de 0,85.

7. RECOMENDAÇÕES

No presente trabalho não foi possível responder algumas questões, as quais são citadas a seguir para serem investigadas posteriormente por outros pesquisadores:

1. Quais materiais podem ser alternativos ao CAG ou a areia como leito suporte nesse tipo de reator ?
2. Qual é a relação indicada entre o volume da zona de reação e o volume total do reator anaeróbio de leito expandido ?
3. Ainda é possível reduzir a taxa de recirculação ?
4. Como explicar que boas eficiências do reator ocorreram em paralelo com baixa produção de CH_4 ? Podem existir outras vias de degradação anaeróbia que estabilizem o substrato orgânico ?
5. Como quantificar a biomassa aderida nas partículas de CAG ?

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ANDRADE NETO, C.O. (1997). **Sistemas Simples para Tratamento de Esgotos Sanitários – Experiência Brasileira**. Ed. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. 299 p.
- APHA (1992). **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 18^a ed. American Public Health Association, Washington, D.C., Estados Unidos.
- ATKINSON, B. (1981). “Immobilised biomass – a Basis for Process Development in Wastewater Treatment” In: **Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater**. Ed Ellis Horwood Limited. 4^a ed. p. 22 – 34 England.
- AKUTSU, J. (1985). **Emprego de Reator de Leito Fluidificado para Tratamento Biológico Anaeróbio de Águas Residuárias de uma Indústria de Conservas Alimentícias**. Dissertação de Mestrado – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Universidade de São Paulo (USP).
- ARAKI, A. & HARADA, H. (1994). Population Dynamics of Methanogenic Biofilme Consortium During a Starting-up Period of Anaerobic Fluidized Bed Reactor. **Water Science Technology**, Vol. 29, N.10-11, p. 361 – 368.
- ARAÚJO, J.C. (1995). **Caracterização e Evolução do Biofilme em Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado Alimentado com Esgoto Sanitário Sintético**. Dissertação de Mestrado – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Universidade de São Paulo (USP).
- ALÉM SOBRINHO, P. & KATO, M.T. (1999). Análise Crítica do Uso do Processo Anaeróbio para o Tratamento de Esgotos Sanitários. In **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**. Ed. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. Cap 12, p 301 – 320.
- BENTHUM et al. (1995). Solids Retention Time In Heterotrophic And Nitrifying Biofilm Airlift Suspension Reactor. **Water Science Technology**. v 32, n. 8, p. 53 - 60.

- BRYERS (1988). Modeling Biofilm Accumulation. In: Bazin, J.B e Drossen, J.F. (eds). **Physiological Models in Microbiology**. v.II. CRC Press, cap 11. p.109-144.
- CAMPOS, J.R. (1989). **Remoção de DQO e de Nitrogênio em um Sistema de Três Reatores Biológicos de Filme Fixo em Série**. Tese (Livre Docência) – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Universidade de São Paulo (USP).
- CAMPOS, J.R. (1990). Proyecto y Operación de Filtros Anaerobios para tratamiento de Efluentes Líquidos Industriales. **Taller Regional y Conferencia sobre Tratamiento Anaeróbico de Aguas Residuales en America Latina**. Ciudad del Mexico.
- CAMPOS, J.R. (1994). **Alternativas para Tratamento de Esgotos e Pré-Tratamento de Águas para Abastecimento**. Ed. Consórcio Intermunicipal das Bacias dos Rios Piracicaba e Capivari, Americana-SP, 67 p.
- CAMPOS, J.R. (1994) Biomassa Fixa: Reatores Anaeróbios. **III Taller y Seminario Latinoamericano sobre Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales**, Universidade de La Republica – OPS, Montevideo – Uruguay, p. 169 – 184.
- CAMPOS, J.R & PAGLIUSO, J.D. (1999). Tratamento de Gases Gerados em Reatores Anaeróbios. In **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbico e Disposição Controlada no Solo**. Ed. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. Cap 10, p 249 – 270.
- CAMPOS, J.R & PEREIRA, J.A.R. (1999). Reator Anaeróbico de Leito Expandido / Fluidificado. In **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbico e Disposição Controlada no Solo**. Ed. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. Cap 8, p 199 – 219.
- CHANG, H. T. et al. (1991). Biofilm Detachment Mechanisms in a Liquid-Fluidized Bed. **Biotechnology and Bioengineering**, vol 38, p. 499 - 506.
- CLEASBY, J.L. & FAN, K. (1981). **Predicting Fluidization and Expansion of Filter Media**. Journal of the Environmental Engineering Division, Vol.107, p. 455-471.
- COLLIVIGNARELLE et al. (1990). Anaerobic - Aerobic Treatment of Municipal Wastewater with Full-Scale Upflow Anaerobic Sludge Blanket and Attached Biofilm Reactors. **Water Science Technology**, vol 22, no 1 – 2, p. 475 – 482.
- COOPER, P.F & ATKINSON, B. (1981). **Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater**. Ed Ellis Horwood Limited. 4ª ed. p 411. England.
- COSTA, S.R.A.(1994). **Remoção de Fenol em Reator Anaeróbico de Leito Fluidificado de Carvão Ativado**. Dissertação de Mestrado – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Universidade de São Paulo (USP).

- COSTERTON, J.W.; GEESEY, G.G. & CHENG, K.J. (1978). How Bacteria Stick. *Sci Am.*, Vol. 238: N. 1, 86 – 95 p.
- CHERNICHARO, C.A.L.(1997). **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Reatores Anaeróbios**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, v.5. UFMG, 245 p.
- DIEZ BLANCO, V.; ENCINA, G.P.A. & POLANCO, F.F. (1995). Effects of Biofilm Growth, Gas and Liquid Velocities on the Expansion of an Anaerobic Fluidized Bed Reactor (AFBR), *Water Research*, v 29, no. 7, p. 1649 - 1654. Great Britain.
- DI BERNARDO, L. (1993). **Métodos e Técnicas de Tratamento de Água**. Ed. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES. vol 2. 503 p.
- DILALLO, R. & ALBERTSON, O.E. (1961). Volatile Acids by Direct Titration. *Journal of Water Pollution Control*, Vol.33, N.4, 357 – 365 p.
- DROSTE, R.L. (1997). **Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment**. John Wiley & Sons Inc, 2rd edn, New York.
- FILHO, S.S.F. (1993). **Estudo Comparativo do Comportamento Hidráulico de Meios Filtrantes de Areia - Antracito e Areia - Carvão Ativado Granular no Tratamento de Água**. Dissertação (Mestrado), Universidade de São Paulo, São Paulo, Brasil.
- FLEMMING, H.C. (1995). Sorption Sites in Biofilms. *Water Science Technology*, v 32, no. 8, p. 27-33.
- FLETCHER, M. (1979) The Attachment of Bacteria to Surfaces in **Aquatic Environments**. in **Adhesion of Microorganisms to Surfaces**. p. 87 - 108. Academic Press. New York.
- FORESTI, E. et al. (1999). Fundamentos do Tratamento Anaeróbio. In **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**. Ed. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. Cap 2, p 29 - 52.
- FOX, P; MAKRAM T.S. & BANDY, T.J. (1990). A Comparasion of Media Types in. Acetate Fed Expanded-Bed Anaerobic Reactors. *Water Research*. Vol. 24, N.7, 827-835 p.
- GUIOT, S.R; PAUSS, A & COSTERTON, W.J. (1991) A Structured Model of the Anaerobic Granule Consortium. *Proced. Sixty International International Symposium on Anaerobic Digestion - Paper Preprints*. p. 1-10.

- HAMILTON, W.A. (1987). Biofilm : Microbial Interactions and Metabolic Activities. In: The Society for General Microbiology Symposium. **Ecology of Microbial Communities**, p. 361 – 364. Cambridge University.
- HARPER, S.R. & POHLAND, F.G. (1986). Recent Development in Hydrogen Management During Wastewater Treatment. **Biotechnology and Bioengineering**. vol. XXVIII. p. 585 – 602.
- HERMANOWICZ, S.W.; SCHINDLER, U. & WILDERER (1995). Fractal Structure of Biofilms: New Tools for Investigation of Morphology. **Water Science Technology**. v 32, no. 8, p. 99-105.
- HEIJNEN, J. et al. (1990). Large-Scale Anaerobic / Aerobic Treatment of Complex Industrial Wastewater Using Immobilized Biomass in Fluidized Bed and Air-lift Suspensions Reactors. **Chemical Engineering. Technology**, vol 13, p 202 – 208.
- HOLST, T.C; TRUC, A & PUJOL, R. (1997). Anaerobic Fluidized Beds : Ten Years of Industrial Experience. **Water Science Technology**, vol. 36, no.6 - 7, p. 415 – 422.
- HOWARD, J.R. (1989). **Fluidized Bed Technology – Principles and Applications**. Ed. Adam Hilger Bristol – New York, 213 p.
- HSU, Y. & SHIEH, W. (1993). Startup of Anaerobic Fluidized Bed Reactors With Acetic Acid as the Substrate. **Biotechnology and Bioengineering**. Vol. 41, 347 – 353 p.
- IZA, J. (1991). Fluidized Bed Reactors for Anaerobic Wastewater Treatment. **Water Science Technology**, vol. 24, no.8, p. 109 – 132.
- JAHN, E & NIELSEN, P.H. (1995). Extraction of Extracellular Polymeric Substances (EPS) from Biofilms Using a Cation Exchangevol. **Water Science Technology** , v 32, no 8, p. 157-164
- JERIS, J.S. et al. (1974). High Rate Biological Denitrification Using a Granular Fluidized Bed. **Journal Water Pollution Control Federation**. v. 46, no 9, p. 2118-2128.
- JEWELL, W.J. (1982). Anaerobic Attached Film Expanded Bed Fundamentals. **First International Conference on Fixed-Film Biological Processes**. p. 1 – 26. Ohio
- JEWELL, W.J., et al. (1978). **Anaerobic Fermentation of an Agriculture Residue: Potential for Improvement and Implementation**. Report for the Fuels from Biomass Systems Branch of the U.S. Department of Energy. Cornell University. p. 208 – 235.
- JEWELL, W.J.; SWITZENBAUM, M.S & MORRIS, J.W. (1981). Municipal Wastewater Treatment with the Anaerobic Attached Microbial Film Expanded

- Bed Process. **Journal Water Pollution Control Federation**, Vol 53, N. 4, p. 482 – 490.
- JEWELL, W.J. & MORRIS, J.W. (1981). Influence of Varying temperature, Flow Rate and Substrate Concentration on The Anaerobic Attached Film Expanded Bed Process. **36 th Annual Purdue Industrial Waste Conference**, p. 1 – 24. Indiana.
- JONES, K.C & GAUDIN, A.J. (1977). **Introdução à Biologia**. Ed. Fundação Calouste Gulbenkian. p.865. Lisboa – Portugal.
- JUDICE, M.A. (1991). **Determinação de Componentes Extracelulares de Lodos Ativados**. Dissertação de Mestrado – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Universidade de São Paulo (USP).
- KATO, M.T. et al. (1999). Configurações de Reatores Anaeróbios. In **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**. Ed. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. cap 3, p. 53 – 99.
- KUNII, D. & LEVENSPIEL, O. (1969). **Engineering Fluidization**. Ed. John Wiley & Sons Inc., 534 p. New York,
- LAQUIDARA, M.J.; BLANC, F.C & O'SHAUGHNESSY, J.C. (1986). Developmente of Biofilm, Operating Characteristics and Operational Control in The Anaerobic Rotating Biological Contactor Process, **Journal Water Pollution Control Federation**, Vol. 58, no.2, p 107 - 114.
- LEITE, J.V. (1997). **Avaliação da Toxicidade do Fenol em Sistemas de Lodos Ativados**. São Paulo, SP. Dissertação de Mestrado – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo (USP).
- LETTINGA, G. et al. (1980). Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) – reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. **Biotechnol. Bioengineering**, Vol 22, no.4, p. 699-734.
- MARAGNO, A.L.F.C. (1988). **Tratamento de Águas Residuárias de Baixa Concentração de Matéria Orgânica Através do Emprego de Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado**. São Carlos, SP. Dissertação – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- MARAGNO, A.L.F.C. & CAMPOS, J.R. (1992). Treatment of Wastewater with a Low Concentration of Organics Using an Anaerobic Fluidized Bed Reactor. **Water Science Technology**. Vol. 25, No 7, 179-191 p.
- MENDONÇA, N.M. (1999). **Caracterização do Material Suporte e Estudo da Partida de um Reator Anaeróbio de Leito Expandido Utilizado no Tratamento de Esgoto Sanitário**. São Carlos, SP. Dissertação – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).

- METCALF-EDDY (1991). **Wastewater Engineering - Treatment, Disposal and Reuse**. Ed. McGraw-Hill, Inc, 3ª ed., 1334 p. New York.
- MILLER, D.J. (1981). Fluidised Beds in Water Treatment - a Short Historical Introduction In: **Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater**. Ed. Ellis Horwood Limited. 4ª ed., p.35-47. England
- MORRIS, J.W. & JEWELL, W.J. (1981). Organic Particulate Removal with the Anaerobic Attached Film Expanded bed Process. **36 th Annual Purdue Industrial Waste Conference**, p. 1 - 26. Indiana.
- O. JUNIOR, A.C. (1986). **Escoamento Turbulento em Meios Porosos**. São Paulo, SP. Dissertação - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo (USP).
- OLIVA, L.C.H.V. (1997). **Tratamento de Esgotos Sanitários com Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) Protótipo: Desempenho e respostas Dinâmicas às Sobrecargas Hidráulicas**. São Carlos, SP. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- PENETRA, R.G. (1998). **Pós-Tratamento Físico-Químico por Flotação de Efluentes de Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo (UASB)**. São Carlos, SP. Dissertação - Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- PENETRA, R.G.; REALI, M.P. & CAMPOS, J.R. (1999). Influência da Quantidade de Ar dissolvido na Flotação de Efluentes de reatores anaeróbios UASB. In: **XX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Rio de Janeiro - RJ.
- PEREIRA, J.A.R. et al. (1997). Aderência de Microrganismos em Partículas de Carvão Ativado Utilizadas no Tratamento de Esgoto Sanitário. In: **XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Foz do Iguaçu - PR.
- POLANCO, F.F.; DIEZ, V. & GARCIA, P.A (1990). Lechos Fluidificados. In: **Alternativas de Tratamiento Anaerobio para la Depuracion de Águas Residuales** - Universidade del Valle - p. 01-51.
- POLANCO, F.F. & SANZ, I. (1992). Experiencias con Sistemas de lecho Fluidificado In **Criterios de Diseno para Sistemas de tratamiento Anaerobico UASB**. Universidad del Valle Santiago de Cali
- QUARMBY, J. & FOSTER, C.F. (1995). An Examination of the Structured of Uasb Granules. **Water Research**. vol. 29, no. 11, p. 2449 - 2454. Great Britain.
- REALI, M.A.P. (1991). **Concepção e Avaliação de Sistema Compacto para Tratamento de Água Usando Processo de Flotação por Ar Dissolvido e**

- Filtração em Taxa Declinante.** Tese (doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- REALI, M.P.; PENETRA, R.G. & CAMPOS, J.R. (1999). Influência da floculação na flotação de efluentes de reatores anaeróbios UASB. In: **XXVI Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental**. Lima, Peru.
- ROUXHET, P.G. & MOZES, N. (1990). Physical Chemistry of the Interface Between Attached Micro-Organisms and Their Support. **Water Science Technology**, vol. 22, no.1/2, p.1 – 16.
- SANCHEZ, J.M. et al (1994). Microbial Colonization of Different Support Materials Used to Enhance the Methanogenic Process. **Applied Microbiology Biotechnology**. 41, 480-486 p.
- SALKINOJA, M.S. et al. (1983). Starting-up of an Anaerobic Fixed-Film Reactor. **Water Science Technology**. Vol. 15, p. 305 – 308.
- SCWARZ, A. et al. (1997). Mathematical Modelling and Simulation of an Industrial Scale Fluidized bed Reactor for Anaerobic Wastewater Treatment – Scale-Up Effect os pH-Gradients. **Water Science Technology**., vol. 36, no.6/7, p. 219 – 227.
- SPEECE, R.E. (1995). **Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters**. Nashville, Archae Press. 393 p.
- STRONACH, S.M; RUDD, T. & LESTER, J.N. (1986). Anaerobic Digestion Process in **Industrial Wastewater Treatment**. **Biotechnology Monographs**. Ed. Springer-Verlag Vol 2, 184 p., Londres.
- SUGUIO, K. (1973). **Introdução à Sedimentologia**. Ed. Edgard Bluncher Ltda. São Paulo.
- SUTTON, P.M. & MISHRA, P.N. (1994). Activated Carbon Based Biological Fluidized Beds for Contaminated Water and Wastewater Treatment : A State - of - the - Art Review. **Water Science Technology**. Vol 29, No. 10-11, 309 – 317 p.
- SWITZENBAUM, M.S. & JEWELL, W.J. (1980). Anaerobic Attached-film Expanded-bed Reactor Treatment. **Journal Water Pollution Control Federation**. Vol 52, N. 7, p. 1953 – 1965.
- TAVARES, C.R.G.; SANT'ANNA, G.L. & CAPDEVILLE,B. (1995). The Effect of Air Superficial Velocity on Biofilm Accumulation in a Three-Phase Fluidized-Bed Reactor. **Water Research**. Vol 29, N. 10, 2293-2298 p.
- TERÁN, F.J.C. (1995). **Tratamento de Esgoto Sanitário Sintético Empregando Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado: Desempenho do Reator e Estudo do Biofilme**. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Universidade de São Paulo (USP).

do Biofilme. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Universidade de São Paulo (USP).

THEREZO, P.E.A. (1993). **Avaliação do Desempenho de um Reator Anaeróbio de Leito Expandido Operando Sob Condições Instáveis de Carregamento Orgânico e Hidráulico.** Dissertação de Mestrado – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Universidade de São Paulo (USP).

VALENCIA, J.A. (1992). **Teoria y Practica de la Purificacion del Agua.** Ed. Asociacion Colombiana de Ingenieria Sanitaria y Ambiental – ACODAL. 684 p.

VALLEJOS, M.E.H. (1997). **Operação e Monitoramento do desempenho de reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB), Tratando Esgotos Sanitários.** Dissertação de Mestrado – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Universidade de São Paulo (USP).

van den BERG, L. & KENNEDY, K.J. (1987). Anaerobic Downflow Stationary Fixed Film Reactors: Development, Performance and Application. In **Bioenvironmental Systems.** vol 1, 210 p, CRC Press Inc. Florida – EUA.

VANDERHAEGEN, B. et al (1991). Acidogenesis in Relation to In-Reactor Granule Yield. In: **Sixth International Symposium on Anaerobic Digestion,** p. 21-30, São Paulo, Brasil.

van HAANDEL, A. C. & LETTINGA, G. (1994). **Tratamento Anaeróbio de Esgotos – Um Manual para Regiões de Clima Quente.** Ed Epgraft. Campina Grande – Pb.

van LOOSDRECHT et al. (1995). Biofilms Structures. **Water Science Technology.** Vol 32, N.8, 35 - 43 p.

VAZOLLER, R.F. (1995). **Avaliação do Ecossistema Microbiano de um Biodigestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo, Operando com Vinhaça sob Condições Termofílicas.** São Carlos, Tese (Doutorado) Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

VELAZQUEZ, I.S. (1990). Digestion Anaerobia de Águas Residuales Urbanos: Posibilidades e limitaciones. **Seminário Alternativas de Tratamiento Anaerobio para la Depuracion de Águas residuales.** Universidade del Valle – p. 58 - 83.

VERIER, D. et al. (1988). Adhesion of Anaerobic Bacteria to Inert Supports and Development of Methanogenic Biofilms. **5 th International Symposium on Anaerobic Digestion Advances in Water Pollution Control – IAWPRC.** Ed. E.R. Hall and P.N. Hobson. Italy.

VIEIRA, M.B.S. (1989). **Avaliação do Desempenho de Um Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado Piloto no Tratamento de Efluentes Líquidos Apresentando**

- WIECHETECK, G.K. (1996). **Influência do Método de Lavagem nas Características de Carvões Antracitoso e Betuminoso Utilizados em meio Filtrante**. São Carlos, 169 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, EESC - USP, São Paulo
- WIELAND, P. & ROZZI, A. (1991). The Start-up, Operation and Monitoring of High-rate Anaerobic Treatment Systems: Discusser's Report. **Water Science Technology**. Vol. 24, N.8, p 257 – 277.
- WU, C.S. & HUANG, J.S. (1996). Bioparticle Characteristics of Tapered Anaerobic Fluidized - Bed Bioreactors. **Water Research**, Vol. 30, N. 1, p. 233-241.
- ZAIAT, M. (1996). **Desenvolvimento de Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) para Tratamento de Águas Residuárias**. São Carlos, SP. Tese – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- ZELLNER, G. et al. (1991). Populations Dynamics of Biofilm Development During Start-Up of a Butyrate-Degrading Fluidized-Bed Reactor. **Applied Microbiology Biotechnology**. Vol. 36, p. 404-409.

