Campus de São Carlos

REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO PARA

TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO

FERNANDO HERMES PASSIG

ORIENTADOR: Prof. TIT. JOSÉ ROBERTO CAMPOS

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO



ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS

DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO

REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO PARA TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO

FERNANDO HERMES PASSIG

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

Orientador: Prof. Titular. JOSÉ ROBERTO CAMPOS

SÃO CARLOS 2005

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro FERNANDO HERMES PASSIG

Tese defendida e julgada em 11-03-2005 perante a Comissão Julgadora:

Mya

APPEUADo

Prof. Titular JOSÉ ROBERTO CAMPOS (Orientador) (Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

+PROVADO

Prof. Titular EUGENIO FORESTI (Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

Prof. Associado MARCELO ZAIAT (Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

Prof. Dr. FLÁVIO RUBENS LAPOLLI (Universidade Federal de Santa Catarina/UFSC)

Prof. Dr. ANTONIO EDUARDO GIANSANTE (Universidade Paulista/UNIP)

Aprovalo

APOURDO

Aprovado

Profa. Titular MARIA DO CARMO CALJURI Coordenadora do Programa de Pós-Graduação em Engenharia (Hidráulica e Saneamento) e Presidente da Comissão de Pós-Graduação

"Tudo vale a pena se a alma não é pequena" Fernando Pessoa

Dedico este trabalho a toda minha Família, especialmente aos meus pais Vilson e Solange, e a meu irmão Rodrigo.

AGRADECIMENTOS

A Deus, por tudo...

Ao Prof. Dr. José Roberto Campos, orientador desta tese, pela constante orientação, pelo efetiva postura de ensino durante o desenvolvimento deste trabalho e pela grande contribuição à minha formação profissional;

Ao Prof Dr.Marcelo Zaiat, porque juntos construímos uma grande e sólida amizade e pelo apoio, disponibilidade, dedicação e incentivo, motivos esses que o fazem ser referencial como pesquisador e educador.

Ao Prof.Dr. Eugenio Foresti, pela amizade e pelas sugestões durante a minha caminhada no desenvolvimento do doutorado

Ao Prof Dr Josmar Pagliuso, pelo estímulo, amizade e por suas valiosas contribuições.

À Prof^a Dra.Maria Bernadete Varesche, pelo apoio, por sua ajuda na montagem do laboratório da ETE e pelo carinho de amizade.

À Prof Ruth de Gouveia Duarte, e ao Prof Luiz Duarte, pela grande incentivo, pela amizade construída e pelo auxílio na correção final da tese.

À Prof Dra. Elisabeth Moraes, a Dra. Eloiza Pozzi Gianotti,e a. Maria Ângela Talarico, por toda a ajuda no entendimento das técnicas laboratoriais, e, também, pela amizade.

Ao Prof Dr. Swami Marcondes Villela e família pelo carinho, amizade e por toda ajuda na estadia em São Carlos.

À Karina Querne de Carvalho, pelo incentivo, pelo apoio, e por compartilhar momentos alegres e tão especiais no presente e, espero, no futuro.

Aos grandes amigos: Cláudio Lima e Cássia; Francisco Vela e Olga; Marcelo Zaiat, Silvana e Gabriel; Rogers Ribeiro, Samatha e Ana clara; Douglas Silva e Karina; André Campos e Luciana; Ricardo Minote, Ariuska e Lucas; Maximiliano Malite, Ivana e João; Lívia Villela e família, Larissa Olmo, Márcio Barbosa e família, Mauricio Bortoleto e Patrícia, Lara Steil, Monique Salgado pela amizade sem preço, com toda minha gratidão.

Ao Eng Neyson Mendonça, e ao Eng Pedro Ivo Santos, com quem pude compartilhar a árdua tarefa da montagem da unidade de tratamento, minha eterna gratidão.

A todos amigos do departamento, especialmente aqueles com quem tive a oportunidade de conviver no laboratório: José Alberto Leite, Arnaldo Sarti, Ariovaldo da Silva Eduardo Cattony, Marcelo L. Garcia, Hélio Santos, Cristiano Niciura, Rodrigo Moruzzi, Rogério Penetra, Renato Siman Luiz Hamilton e Katt, Iolanda Cristina Duarte, Dirlane do Carmo, Flávia Talarico Saia, Andréa Buzzini, Mércia Domingues, Estela Oprime, Sávia Santos, Cristina Iamamoto, Leonídia, Giovana Tommaso, Bruna Soares Fernandes, Ana Paula Miqueleto, Aurélio Picanço, Giovane Penner, André Coelho, Sergio Brasil, Sergio Moreira, Leonardo Damasceno, Roberto Antônio Bezerra Júnior.

A bióloga Isabel Sakamoto, por toda ajuda nos exames microbiológicos e pelos ensaios do DGGE.

Á turma da Limpeza Eng Pedro Ivo Santos, Eng Neyson Mendonça, Eng André Coelho, Adriano Kröger, Eng Renato Siman, Eng Luis Hamilton Garbossa, Eng Alexandre Colzi, Eng Francisco Vela e Theo Souza; que sem eles o trabalho ficaria impossível de ser realizado;

Ao Wagner Lamon, André Garcia, Valdecir Arruda e Sérgio Doricci, Francisco Bergamin, Roberto Bergamo, Helio Trebi e Theodomiro Luchesi pela grande ajuda na montagem dos equipamentos.

Aos amigos químicos Paulo Fragiácomo, Júlio Cesar Trofini, Maria Aparecida Peres Viúdes, e Ana Paula Paim, pelo grande apoio e atenção dispensados na parte experimental desta pesquisa.

À Pavi, Sá, Márcia, Valderez, Cecília, Rose, Flávia e Fernanda, pela ajuda e informações durante o doutorado.

A Confraria dos Pernetas e aos amigos confrades, pela amizade e descontração, que me permitiram vivenciar momentos de exímia apresentações de futebol arte, digno dos grandes mestres futebolísticos.

Ao Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos e demais Professores por toda ajuda.

A fundação de Aparo e Pesquisa do estado de São Paulo (FAPESP) – Projeto Temático (Processo 2001/05489-0), Ao Conselho Nacional de Pesquisa (CNPq) e a Financiadora de Estudos e Pesquisa (FINEP) pelo auxílio financeiro ao Projeto.

Ao Conselho Nacional de Pesquisa (CNPq) pela concessão da bolsa de estudos durante o doutorado.

A SOBLOCO na pessoa do Eng. Lourenço Cherman Salles que disponibilizou a madeira para o material suporte do reator.

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

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS	/
LISTA DE SIMBOLOS vi	i
RESUMOi>	<
ABSTRACT	<
1 INTRODUÇÃO1	I
2 OBJETIVOS	5
2.1 Objetivo precípuo	5
2.2 Objetivos específicos	5
3 REVISÃO BIBLIOGRAFICA	3
3.1 Generalidades sobre o tratamento anaeróbio de esgoto sanitário	3
3.2 Novas configurações de reatores anaeróbios)
3.2.1 Generalidades)
3.2.2 Reatores de filme fixo e leito fixo10)
3.2.3 Reatores de filme fixo e leito móvel15	5
3.3 Reatores UASB	7
3.3.1 Generalidades	7
3.3.2 Granulação nos reatores UASB19)
3.3.3 Alguns exemplos de reatores UASB utilizados no tratamento do	
esgoto sanitário22	2
3.4 Reator híbrido23	3
3.4.1 Generalidades	3
3.4.2 Material suporte24	1
3.4.3 Alguns tipos de afluentes tratados em reatores híbridos27	7
3.4.4 Reator híbrido aplicado ao tratamento de esgoto sanitário28	3
3.5 Considerações finais)
4 MATERIAL E MÉTODOS	I
4.1 Descrição geral do experimento31	I
4.2 Sistema experimental - generalidades	3
4.3 Construção dos reatores	1
4.3.1 Material suporte	3
4.3.2 Sistema de distribuição do afluente	7

4.3.3 Pontos de coleta de amostras líqüidas	.38
4.3.4 Sistema de recirculação do efluente	.38
4.3.5 Sistema de coleta de gás e selo hídrico	.39
4.3.6 Tomada para coleta e determinação da composição dos gases	40
4.3.7 Sistema supervisório de aquisição de dados	.41
4.4 Procedimento experimental	42
4.5 Monitoramento físico-químico	45
4.6 Exames microbiológicos	46
4.6.1 Exames Microscópicos	46
4.6.2 Atividade metanogênica específica e análise da comunidade	
microbiana	.47
4.7 Cálculo dos parâmetros operacionais	48
4.7.1 Estimativa da massa de lodo no reator	48
4.7.2 Estimativa do tempo retenção celular	48
4.7.3 Estimativa da produção de lodo	48
4.7.4 Fracionamento da matéria orgânica em termos de DQO	49
4.8 Caracterização hidrodinâmica	50
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	52
5.1 Apresentação dos resultados	52
5.2 Caracterização do esgoto sanitário	52
5.3 Início de operação	56
5.3.1 Procedimento de partida e inoculação	56
5.3.2 Principais problemas enfrentados e soluções adotadas	58
5.4 Resultados da ETAPA I – Fase I	61
5.5 Influência da velocidade ascensional no desempenho dos reatores -	
ETAPA I –Fases II, III e IV	70
5.5.1 Apresentação dos resultados	70
5.5.2 ETAPA I – Fase II	.71
5.5.3 ETAPA I – Fase III	76
5.5.4 ETAPA I – Fase IV	.82
5.5.5 Resultados operacionais da ETAPA I em função do tempo de	
operação	.87
5.5.6 Resultados do aumento da velocidade superficial, observado sob a	
ótica dos perfis de amostragem temporal	90

5.5.7	7 Resultados do aumento da velocidade superficial, observado sob a	
	ótica dos perfis de amostragem espacial	93
5.6	Avaliação operacional dos reatores ETAPA I	95
5.6.	1 Estimativa da massa de lodo no reator	95
5.6.2	2 Estimativa do tempo retenção celular	95
5.6.3	3 Estimativa da produção de lodo	97
5.6.4	4 Fracionamento da matéria orgânica em termos de DQO	98
5.7	Caracterização hidrodinâmica dos reatores UASB e UAHB (ETAPA I) .1	01
5.8	Avaliação da estrutura da comunidade microbiana1	06
5.8.	1 Avaliação das morfologias presentes durante a operação do reator	
	(ETAPA I)1	06
5.8.2	2 Análise da estrutura microbiana pela técnica do DGGE1	10
5.9	Resultados da ETAPA II – Fase I1	17
5.9.	1 Apresentação dos resultados da ETAPA II1	17
5.9.2	2 Resultados da operação ETAPA II – Fase I1	17
5.9.3	3 Resultados da operação (ETAPA II – Fase II)1	23
5.9.4	4 Avaliação da operação dos reatores da ETAPA II1	26
5.10	O Considerações finais sobre a operação dos reatores1	28
5.11	Balanço material no equilíbrio dinâmico aparente1	30
6 (CONCLUSÕES1	37
7 5	SUGESTÕES1	40
8 F	REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFICAS1	41

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1 – ESQUEMA TÍPICO DO REATOR UASB.	18
FIGURA 3.2 – ESQUEMA DO REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO	24
FIGURA 3.3 – MATERIAL SUPORTE A)BRITA, B)BLOCO MODULAR PLÁSTICO COM	
FLUXO VERTICAL, C) BLOCO MODULAR PLÁSTICO COM FLUXO CRUZADO D)	
ANÉIS TIPO PALL E) ESFERA PERFURADA F) CONDUÍTE DE PVC CORTADO.	25
FIGURA 4.1 – FLUXOGRAMA SIMPLIFICADO DA PARTE EXPERIMENTAL	32
FIGURA 4.2 – FOTOGRAFIA DO SISTEMA EXPERIMENTAL, MOSTRANDO OS	
REATORES A SEREM UTILIZADOS NA PESQUISA	33
FIGURA 4.3 – FLUXOGRAMA SIMPLIFICADO DO SISTEMA EXPERIMENTAL	34
FIGURA 4.4 – ESQUEMA DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO (UASB) –	
REATOR CONTROLE	35
FIGURA 4.5 – ESQUEMA A) REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO (UAHB) E B) REATOR	
ANAERÓBIO HÍBRIDO MÓDIFICADO (UAHBMOD)	35
FIGURA 4.6 – (A) MATERIAL SUPORTE DO UAHÉ E (B) MATERIAL SUPORTE DO	
	36
FIGURA 4.7 – VISTAS DO SISTEMA DE DISTRIBUIÇÃO DE FUNDO DOS REATORES	37
FIGURA 4.8 – FOTOGRAFIA DAS TOMADAS DE COLETA. A) AFLUENTE E	
Recirculação; b)Pontos de Amostragem; c) Caixa do efluente do	
REATOR.	38
FIGURA 4.9 – FOTOGRAFIA DA CALHA DE COLETA DE GÁS (A); FOTOGRAFIA DO	
SELO HÍDRICO (B)	39
FIGURA 4.10 – FOTOGRAFIA DO SISTEMA DE MEDIÇÃO DE VAZÃO DE GÁS (A); E	
DO TRANSDUTOR DE PRESSÃO (B)	40
FIGURA 4.11 – FLUXOGRAMA DO SISTEMA SUPERVISÓRIO	41
FIGURA 5.1 – CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO SANITÁRIO (MÉDIA HORÁRIA)	
AFLUENTE DOS REATORES A) PH, B) ALCALINIDADE TOTAL, C), DQO DE	
AMOSTRAS BRUTAS, D) DQO DE AMOSTRAS FILTRADAS, E) CONCENTRAÇÃO	
DE SÓLIDOS TOTAIS E F) CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS.	53
FIGURA 5.2 – FLUXOGRAMA DA DISTRIBUIÇÃO PERCENTUAL DA CONCENTRAÇÃO	
DOS SÓLIDOS NO AFLUENTE DOS REATORES	54
FIGURA 5.3 – FOTOMICROGRAFIA DE AMOSTRA DO INÓCULO A) ARQUEA	
METANOGÊNICA SEMELHANTE A <i>METHANOSAETA</i> SP. E NANOBACTERIAS B)	
AGLOMERADO DE CÉLULAS C) FILAMENTOS E BACILOS D) ESPIROQUETAS	
BACILOS COM EXTREMIDADE ARREDONDADAS, COCO BACILOS E BACILOS E)	
BACILOS F) AGLOMERADO DE COCOS METANOGÊNICOS.	57
FIGURA 5.4 – VISTA DA TUBULAÇÃO AFLUENTE DO REATOR DE 4" E O RAMAL DE	
1"	59

- FIGURA 5.6 RESULTADOS DO PERFIL DE 15 H DE AMOSTRAGEM TEMPORAL NO REATOR, COM 24 DIAS DE OPERAÇÃO (ETAPA I - FASE I) A) PH, B) ALCALINIDADE TOTAL, C) ÁCIDOS VOLÁTEIS, D) CONDUTIVIDADE, E) POTENCIAL DE OXI-REDUÇÃO, F)DQO DE AMOSTRAS BRUTAS, G) DQO DE AMOSTRAS FILTRADAS E H) CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS......62

- FIGURA 5.16 RESULTADOS MÉDIOS DOS PERFIS DE AMOSTRAGEM TEMPORAL EM FUNÇÃO DOS DIA DE OPERAÇÃO DOS REATORES (ETAPA I – FASE I,II,III E IV). A) ALCALINIDADE TOTAL, B) ÁCIDOS VOLÁTEIS, C) DQO DE AMOSTRAS

ii

BRUTA, D) DQO DE AMOSTRAS FILTRADAS, E) DBO E F) CONCENTRAÇÃO DE FIGURA 5.17 – RESULTADOS MÉDIOS DOS PERFIS DE AMOSTRAGEM TEMPORAL EM FUNÇÃO DA VELOCIDADE ASCENSIONAL (ETAPA I – FASE I,II,III E IV). A) PH B)ALCALINIDADE A BICARBONATO, C) ÁCIDOS VOLÁTEIS, D) DQO BRUTA, E) % DE REMOÇÃO DE DQO TOTAL, F) DBO, G) DQO FILTRADA, H)SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS I)% DE REMOÇÃO DE SSV E J) RELAÇÃO ENTRE SSV E FIGURA 5.18 – GRÁFICOS NORMALIZADOS DA CONCENTRAÇÃO EFLUENTE DOS FIGURA 5.19 - RESULTADOS DOS PERFIS DE AMOSTRAGEM ESPACIAL (AO LONGO DA ALTURA DO REATOR) DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS TOTAIS NOS FIGURA 5.20 – RESULTADOS MÉDIOS DOS PERFIS DE AMOSTRAGEM ESPACIAL DA DQO DE AMOSTRAS FILTRADAS (NORMALIZADA): A) VELOCIDADE FIGURA 5.21 – MASSA DE LODO NOS REATORES UASB E UAHB EM FUNÇÃO DA FASE DE OPERAÇÃO, DURANTE A ETAPA I.....95 FIGURA 5.22 - GRÁFICO DO TEMPO DE RETENÇÃO CELULAR EM FUNÇÃO DOS FIGURA 5.23 - RESULTADOS DO COEFICIENTE DE PRODUÇÃO DE LODO DOS REATORES UASB E UAHB EM FUNÇÃO DOS DIAS DE OPERAÇÃO, ETAPA I........97 FIGURA 5.24 – Fracionamento da matéria orgânica em DQO para o EFLUENTE, MASSA CONVERTIDA EM LODO E DIGERIDA A METANO, DURANTE A FIGURA 5.25 - CURVAS DA DTR DO REATOR UASB (1) E UAHB (2) PARA VELOCIDADES ASCENSIONAIS DE: $0,78 \text{ M}.\text{H}^{-1}(A), 1,17 \text{ M}.\text{H}^{-1}(B), 1,56 \text{ M}.\text{H}^{-1}(C) \text{ E}$ FIGURA 5.26 – VARIAÇÃO DO N-CSTR (A) E D/UL (B) EM FUNÇÃO DA VAZÃO DE RECIRCULAÇÃO......104 FIGURA 5.27 – FOTOMICROGRAFIAS DA AMOSTRA DA MANTA DE LODO, OBSERVADAS DURANTE A OPERAÇÃO DO REATOR UASB (ETAPA I) A) COCOS, BACILOS CURVOS SEMELHANTES A DESULFOVIBRIO SP, B) BACILO EM CADEIA SEMELHANTE A SPHAEROTILUS SP, C) BACILOS RETOS D) DIPLOCOCOS, BACILO RETO, BACILO CURVOS E) COCOS EM CADEIA E F) FIGURA 5.28 – FOTOMICROGRAFIAS DA AMOSTRA DA MANTA DE LODO. OBSERVADAS DURANTE A OPERAÇÃO DO REATOR UAHB (ETAPA I) A) BACILO EM CADEIA SEMELHANTE A SPHAEROTILUS B) BACILOS RETOS C) BACILO RETO, BACILO CURVO SEMELHANTE A DESULFOVIBRIO SP D) BACILOS CURVOS COM INCLUSÕES E BACILOS CURVOS SEMELHANTE A DESULFOVIBRIO SP, E) ARQUEA METANOGÊNICA SEMELHANTE A METHANOSAETA SP. F) ESTRUTURA FIGURA 5.29 – PERFIL DAS BANDAS PADRÕES DO DGGE DOS FRAGMENTOS DO DNAR 16S AMPLIFICADOS COM PRIMERS 968FGC E 1392R (DOMÍNIO BACTERIA) E COM PRIMER 1100FGC E 1400R (DOMÍNIO ARCHAEA), UTILIZANDO AMOSTRAS DO REATOR UASB, EM DIFERENTES DIAS DE FIGURA 5.30 – PERFIL DAS BANDAS PADRÕES DO DGGE DOS FRAGMENTOS DO DNAR 16S AMPLIFICADOS COM PRIMERS 968FGC E 1392R (DOMÍNIO

Bacteria) e com primer 1100FGC e 1400R (Domínio Archaea), utilizando amostras do reator UAHB, em diferentes dias de operação113	3
FIGURA 5.31 – PERFIL DAS BANDAS PADRÕES DO DGGE DOS FRAGMENTOS DO	
DNAR 16S AMPLIFICADOS COM <i>PRIMERS</i> 968FGC E 1392R (DOMÍNIO	
Bacteria) utilizando amostras de lodo dos reatores UASB (R1) e	
UAHB(R2)11	5
FIGURA 5.32 – PERFIL DAS BANDAS PADRÕES DO DGGE DOS FRAGMENTOS DO	
DNAR 16S AMPLIFICADOS COM PRIMERS 1100FGC E 1400R (DOMÍNIO	
Archaea) utilizando amostras de lodo dos reatores UASB(R1) e	
UAHB(R2)11	5
FIGURA 5.33 RESULTADOS DO PERFIL 15H DE AMOSTRAGEM TEMPORAL NO	
reator, com 43 dias de operação (ETAPA II - fase I) a) Temperatura ,	
b) vazão afluente, c) pH, d) Alcalinidade total, e) ácidos voláteis,	
f)DQO de amostras brutas, g) DQO de amostras filtradas e h)	
CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS11	9
FIGURA 5.34 – RESULTADOS DO PERFIL DE 15H COM AMOSTRAGEM TEMPORAL	
APÓS 53 DIAS DE OPERAÇÃO (ETAPA II – FASE I) A) TEMPERATURA B)	
VAZÃO AFLUENTE, C) PH, D) ALCALINIDADE TOTAL, E) ÁCIDOS VOLÁTEIS,	
F)DQO DE AMOSTRAS BRUTAS, G) DQO DE AMOSTRAS FILTRADAS E H)	_
CONCENTRAÇÃO DE SOLIDOS SUSPENSOS TOTAIS	2
FIGURA 5.35 – RESULTADOS DO PERFIL DE 15H COM AMOSTRAGEM TEMPORAL	
APOS 67 DIAS DE OPERAÇÃO (ETAPA II – FASE II) A) TEMPERATURA B)	
VAZAO AFLUENTE, C) PH, D) ALCALINIDADE TOTAL, E) ACIDOS VOLATEIS,	
F)DQU DE AMOSTRAS BRUTAS, G) DQU DE AMOSTRAS FILTRADAS E H)	~
CONCENTRAÇÃO DE SOLIDOS SUSPENSOS TOTAIS	5
FIGURA 5.36 - FRACIONAMENTO DA MATERIA ORGANICA EM DQU PARA O	
EFLUENTE, MASSA CONVERTIDA EM LODO E DIGERIDO A METANO, DURANTE A	-
E LAPA II A) REATOR UAΠDMODE B) REATOR UAΠD	1
FIGURA 3.37 - REPRESENTAÇÃO ESQUEMATICA DO BALANÇO MATERIAL	I

LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1 – ASPECTOS POSITIVOS E ASPECTOS NEGATIVOS DO FILTRO ANAERÓBIO	
E DO RAHLF NO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO	14
TABELA 3.2– ASPECTOS POSITIVOS E ASPECTOS NEGATIVOS DO REATOR DE LEITO	
EXPANDIDO/FLUIDIFICADO NO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO	16
TABELA 3.3 – ASPECTOS POSITIVOS E ASPECTOS NEGATIVOS DO PROCESSO	
ANAERÓBIO POR MEIO DE REATOR UASB EM RELAÇÃO AOS PROCESSOS	
AERÓBIOS CONVENCIONAIS	18
TABELA 3.4 – PRINCIPAIS CRITÉRIOS E PARÂMETROS HIDRÁULICAS PARA O PROJETO	
DE REATORES UASB TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO	19
TABELA 3.5 – RESULTADOS DE DESEMPENHO DE REATORES UASB EM ESCALA	
PILOTO TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO	22
TABELA 3.6 – RESULTADOS DE DESEMPENHO DE REATORES UASB EM ESCALA	
PLENA TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO	23
TABELA 3.7 – TIPOS DE MATERIAL SUPORTE EMPREGADO EM REATORES HÍBRIDOS	26
TABELA 3.8 – ALGUNS ESTUDOS SOBRE A PORCENTAGEM DO MATERIAL SUPORTE	
RELATIVO AO VOLUME TOTAL EM REATORES HÍBRIDOS	26
TABELA 3.9 – ALGUNS ESTUDOS UTILIZANDO REATOR HÍBRIDO PARA O TRATAMENTO	
DE EFLUENTES COMPLEXOS	28
TABELA 3.10 – ESTUDOS UTILIZANDO REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO NO TRATAMENTO	
DO ESGOTO SANITÁRIO	29
TABELA 3.11 – QUADRO RESUMO DAS REFERÊNCIAS CITADAS ANTERIORMENTE.	30
TABELA 4.1 – PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS FÍSICAS DOS REATORES UASB, UAHB	
е UAHBмod.	36
TABELA 4.2 – POSICIONAMENTO DOS PONTOS DE AMOSTRAGENS DO REATOR	38
TABELA 4.3 – RESUMO EXPERIMENTAL DA ETAPA I PARA OS REATORES UASB E	
UAHB.	43
TABELA 4.4 – RESUMO EXPERIMENTAL DA ETAPA II PARA O REATOR UAHBMOD E	
PARA O REATOR UAHB	44
TABELA 4.5 – VARIÁVEIS DE MONITORAMENTO FÍSICO-QUÍMICO, E METODOLOGIA DE	
ANALISE	46
TABELA 4.6 – MODELOS HIDRODINÂMICOS UNIPARAMÉTRICOS DE DISPERSÃO	
(Levenspiel,2000)	51
TABELA 5.1 – RESUMO ESTATÍSTICO DESCRITIVO DA CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO	
SANITÁRIO AFLUENTE AOS REATORES	54
TABELA 5.2 – CARACTERÍSTICAS TÍPICAS DE ESGOTO SANITÁRIO	55
TABELA 5.3 – RESUMO ESTATÍSTICO DO PERFIL DE 15 H DO 24º DIA DE OPERAÇÃO	
$(ETAPA I - FASE I - TDH 6 H - VASC 0,78 M.H^{-1}).$	61

TABELA 5.4 – RESUMO ESTATÍSTICO DO PERFIL DE 15 H DO 38º DIA DE OPERAÇÃO	
$(ETAPA I - FASE I - TDH 6 H - VASC 0,78 M.H^{-1}).$	64
TABELA 5.5 – RESULTADOS DO PERFIL TEMPORAL DE 15 H NO 80 ⁰ DIA DE OPERAÇÃO	
$(ETAPA I - FASE I - TDH 6 H - VASC 0,78 M.H^{-1}).$	68
TABELA 5.6 – RESULTADOS DO PERFIL TEMPORAL DE 15 H NO 108 ⁰ DIA DE	
ОРЕRAÇÃO DOS REATORES (ETAPA I – FASE II – TDH 6 н – VASC 1,17 М.Н ⁻¹)	73
TABELA 5.7 – RESULTADOS DO PERFIL DE AMOSTRAGENS TEMPORAL NO 115 ⁰ DIA DE	
орегаção (ETAPA I – Fase II – TDH 6 н – Vasc 1,17 м.н ⁻¹)	75
TABELA 5.8 – RESULTADOS DO PERFIL DE AMOSTRAGENS TEMPORAL NO 137 ⁰ DIA DE	
орегаção (ETAPA I – Fase III – TDH 6 н – Vasc 1,56 м.н ⁻¹)	78
TABELA 5.9 – RESULTADOS DO PERFIL DE AMOSTRAGEM TEMPORAL DE 15 HORAS	
NO 143⁰ DIA DE OPERAÇÃO	81
TABELA 5.10 – RESUMO ESTATÍSTICO DOS RESULTADOS DO PERFIL DE	
AMOSTRAGENS TEMPORAL 15 HORAS DO 192^{0} DIA DE OPERAÇÃO.	84
TABELA 5.11 – RESUMO ESTATÍSTICO DO PERFIL DE AMOSTRAGENS TEMPORAL	
15horas do 199 ⁰ dia de operação	87
TABELA 5.12 – PARÂMETROS HIDRODINÂMICOS DETERMINADOS NAS DIFERENTES	
CONDIÇÕES DOS ENSAIOS.	103
TABELA 5.13 – PORCENTAGEM DE MASSA DE TRAÇADOR RECUPERADO NOS	
DIFERENTES ENSAIOS HIDRODINÂMICOS REALIZADOS NA ETAPA I.	105
TABELA 5.14 – PRINCIPAIS TIPOS MORFOLÓGICOS OBSERVADOS NA MANTA DE LODO	
DOSREATORES UASB E UAHB DURANTE A OPERAÇÃO NA ETAPA I	107
TABELA 5.15 – RESUMO ESTATÍSTICO DO PERFIL DE 15H DO 43º DIA DE OPERAÇÃO	
$(ETAPA II - FASE I - TDH 6 H - VASC 0,78 M.H^{-1}).$	118
TABELA 5.16 – RESUMO ESTATÍSTICO DO PERFIL DE 15H DO 53º DIA DE OPERAÇÃO	
$(ETAPA II - FASE I - TDH 6 H - VASC 0,78 M.H^{-1}).$	121
TABELA 5.17 – RESUMO ESTATÍSTICO DO PERFIL DE 15H DO 67º DIA DE OPERAÇÃO	
(ETAPA II – FASE II – TDH 6 H – VASC 1,56 M.H ⁻¹).	124
TABELA 5.18 – VALORES MÉDIOS DIÁRIOS DA ETAPA I (UASB) E DA ETAPAII	
(UAHB E UAHBMOD) DOS PRINCIPAIS VARIÁVEIS MONITORADAS EM EQUILÍBRIO	
DINÂMICO APARENTE.	132
TABELA 5.19 – RESULTADOS OBTIDOS DO BALANÇO DO MATERIAL EM DQO PARA OS	
REATORES UASB, UAHB E UAHB MOD	135

LISTA DE SIMBOLOS

А	Área da seção transversal do reator [L] ²
Alc. Bicarbonato	Alcalinidade a Bicarbonato [M].[L] ⁻³
Alc. Total	Alcalinidade Total [M].[L] ⁻³
C _n	Concentração de lodo na camada [M].[L] ⁻³
D.uL ⁻¹	Número de dispersão (admensional)
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio [M].[L] ⁻³
DQO total	Demanda Química de Oxigênio de amostras brutas [M].[L] ⁻³
DQOafl	Concentração de DQO afluente [M].[L] ⁻³
DQOefl	Concentração de DQO efluente [M].[L] ⁻³
DQOefl fil	Concentração de DQO efluente de amostras filtradas
	[M].[L] ⁻³
F _R	Fator de recuperação da matéria orgânica em DQO;
GD-TA	Modelo uniparamétrico de grande dispersão – tanque
	aberto
Н	Constante de Henry (atm);
H _n	Altura da camada de lodo (m)
M _{afl}	Massa diária de DQO no afluente [M].[L] ⁻³
M _{efl}	Massa diária de DQO remanescente no efluente [M].[L] ⁻³
M _{escape}	Massa diária de DQO como escape de metano não
	medido[M].[L] ⁻³
M _{gás}	Massa diária de DQO como metano medido[M].[L] ⁻³
ML	Massa de lodo no reator [M]
M _{lodo}	Massa diária de DQO convertida em biomassa [M].[L] ⁻³
mSd	Matéria orgânica digerida a metano (admensional);
mSe	Matéria orgânica presente no efluente (admensional);

Msulfato	Massa diária de DQO equivalente à redução do sulfato		
	[M].[L] ⁻³		
mSx	Matéria orgânica convertida em lodo (admensional);		
N-Amon	Nitrogênio Amoniacal [M].[L] ⁻³		
N-CSTR	Reator tubular de mistura completa		
NTK	Nitrogênio Total Kjedhal [M].[L] ⁻³		
PD	Modelo uniparamétrico de pequena dispersão		
рН	Potencial Hidrogeniônico		
P _m	Pressão parcial de metano no biogás (atm)		
Qmax	Vazão máxima [L] ³ .[T]		
Qmed	Vazão média [L] ³ .[T]		
Qpico	Vazão de pico [L] ³ .[T]		
Rec.	Recirculação		
SST	Sólidos Suspensos Totais [M].[L] ⁻³		
SSV	Sólidos Suspensos voláteis [M].[L] ⁻³		
ST	Sólidos Totais [M].[L] ⁻³		
ТСО	Taxa de carregamento orgânico [M].[L] ⁻³ .[T] ⁻¹		
TDH	Tempo de detenção hidráulica [T]		
Temp	Temperatura (⁰ C)		
TRC	Tempo de retenção celular [T]		
Vasc	Velocidade ascensional [L].[T] ⁻¹		
Vol.	Volume [L] ³		
Xefl	Concentração de sólidos totais efluentes [M].[L] ⁻³		
X _m	Fração molar de metano		
YDQOrem	Coeficiente de produção total de sólidos		
Eθ	Concentração normalizada do traçador (adimensional)		
Θ	Tempo de retenção médio (adimensional)		
σ^2	Variância dos pontos experimentais [T]		
$\sigma^2 \theta$	Variância (adimensional)		

RESUMO

PASSIG,F.H.(2005). Reator anaeróbio híbrido para o tratamento de esgoto sanitário. São Carlos, 155p. Tese (Doutorado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Este trabalho de investigação refere-se ao uso do reator anaeróbio híbrido para tratamento de esgoto sanitário, com configuração baseada no reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) com inclusão de: meio suporte sobre as calhas de coleta de gás (denominado reator anaeróbio híbrido – UAHB) e, também, meio suporte na zona de reação (denominado reator anaeróbio híbrido modificado -UAHBmod). Para o desenvolvimento desta pesquisa, no Campus I da USP de São Carlos-SP foram construídos dois reatores experimentais de 18,8 m³ cada: um reator UASB, com função de controle, e um reator UAHB. Primeiramente os reatores foram operados por período de 200 dias, com tempo de detenção hidráulica (TDH) de 6 h. Após serem inoculados, com 80 dias de operação, os reatores atingiram o estado de equilíbrio dinâmico aparente, com geração de alcalinidade, baixa concentração de ácidos voláteis e eficiência de remoção média de DQO, de 84% e 85% e de DBO de 87% e 91%, respectivamente para o UASB e o UAHB. Após esse período, os reatores foram submetidos a aumento da velocidade ascensional (Vasc) (mediante recirculação do efluente) de 0,78 m.h⁻¹; 1,17 m.h⁻¹; 1,56 m.h⁻¹e de 1,96 m.h⁻¹. O UAHB mostrou ser menos susceptível ao aumento da Vasc do que o UASB. Além da análise da operação dos reatores, foram realizados os ensaios hidrodinâmicos e avaliada a estrutura da comunidade microbiana, por microscopia ótica, epifluorescência e pela técnica do DGGE. Após esse período preliminar, os reatores UAHB e UAHBmod, operados com TDH de 6h e Vasc de 0,78 m.h⁻¹, atingiram o estado de equilíbrio dinâmico aparente, com geração de alcalinidade, baixa concentração de ácidos voláteis e eficiência de remoção média da matéria orgânica, de 71% e 76% em DQO, e de 72% e 87% em DBO, respectivamente para o UAHB e UAHBmod. Após este período, o reator UAHBmod, submetido a Vasc de 1,56 m.h⁻¹, promoveu remoção de 74 % de DQO, e de 87% de DBO.

PALAVRA-CHAVE: reator híbrido, reator UASB, leito fixo, leito móvel, tratamento de esgoto sanitário, DGGE.

OBS: O uso de leito fixo na zona de reação em reator UASB teve pedido de patente requerida pelo proponente e por seu orientador.

ABSTRACT

PASSIG,F.H.(2005). Hybrid anaerobic reactor for domestic sewage treatment. São Carlos, 155p. Thesis (PhD), Engineering School of São Carlos, University of São Paulo.

This research refers to the use of a hybrid anaerobic reactor (UAHB) for domestic wastewater treatment. The configuration of this reactor is based on a sludge bed anaerobic reactor (UASB); in the first instance, a media support above the gas collection apparatus (also known as hybrid anaerobic reactor) was provided and later, a media support on the reaction zone (also known as hybrid modified anaerobic reactor - UAHBmod) was provided. Two reactors, with a volume of 18.8 m³, each, were built for this research at *Campus* I, USP in São Carlos - SP-Brazil. One UASB reactor acted as a control, and the other as a UAHB reactor. In the preliminary essays, the reactors were operated with 6h of hydraulic detention time (HDT) for 200 days. After inoculation, the reactors attained the apparent dynamic equilibrium state after 80 days of operation, with alkalinity generation, low volatile acids concentration and mean organic matter removal of 84% and 85% in terms of COD, and 87% and 91% in terms of BOD, for UASB and UAHB reactors, respectively. After this period, the reactors were submitted to an increasing in up velocity (Vup) of 0.78 m.h⁻¹; 1.17 m.h⁻¹; 1.56 m.h⁻¹ and 1.96 m.h⁻¹. The UAHB reactor showed lesser susceptibility for Vup increase than the UASB reactor. Hydrodynamic tests were also done on the reactors, in addition to routine operational analysis. The structure of the microbial community was evaluated by optical and epifluorescence microscopy, and the DGGE technique. After this step, the UAHB and the UAHBmod reactors were operated out 6h of HDT and Vup of 0.78 m.h⁻¹. The reactors attained the apparent dynamic equilibrium state with alkalinity generation, low volatile acids concentration and mean organic matter removal of 71% and 76% in terms of COD, and 72% and 87% in terms of BOD for the UASB and UAHBmod reactors, respectively. After this period, the UAHBmod reactor was subjected to a Vup of 1.56 m.h⁻¹ and achieved removal efficiencies of 74 % COD and 87% BOD.

KEYWORDS: hybrid reactor, UASB reactor, fixed bed, domestic sewage treatment, differential gradient gel electrophoresis.

OBS: The use of the fixed bed on the reaction zone on the UASB reactor required patent by the investigator and his supervisor.

1 INTRODUÇÃO

Para tratamento de águas residuárias existem inúmeras alternativas fundamentadas em processos biológicos, processos físico-químicos e em operações físicas; porém, a aplicação dos processos biológicos, quase sempre se apresenta como a mais econômica alternativa.

Os sistemas anaeróbios apresentam algumas vantagens quando comparados aos sistemas biológicos aeróbios convencionais, tais como: baixo consumo de energia; menor taxa de produção de lodo; alto grau de estabilização do lodo; menor demanda de nutrientes; produção de biogás potencialmente utilizável para geração de energia.

Dentre as várias alternativas de concepção de reatores anaeróbios destacam-se: lagoa anaeróbia, decanto-digestor (uma das mais antigas formas de tratamento de esgoto sanitário), filtro anaeróbio, reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB), reatores anaeróbios de leito expandido e reatores operados em bateladas seqüenciais.

Esses tipos de unidades, quando aplicadas ao tratamento de esgoto sanitário, ainda não atingem eficiência de 80% de remoção de matéria orgânica (em DBO), — mínimo preconizado na legislação ambiental brasileira, principalmente pelo fato de o esgoto sanitário ser um resíduo complexo, com baixa carga orgânica. Estas características são particularmente importantes para o processo anaeróbio e, geralmente, têm impacto negativo na eficiência do processo, o que leva à necessidade de etapa de pós-tratamento dos efluentes desses reatores.

O reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) apresenta-se como alternativa já consolidada para o tratamento de esgoto sanitário. No Brasil, atualmente, existem mais de 300 reatores em escala plena tratando esgoto sanitário, localizados principalmente no Estado do Paraná (ressalta-se que, neste caso, nem todos são de concepção tipo UASB convencional) IBGE, 2002.

Para aprimorar o desempenho e a estabilidade de reatores anaeróbios no tratamento de esgoto sanitário, propõe-se nesse projeto, a comparação do desempenho de reatores anaeróbios baseado na configuração de um reator UASB: reator com concepção UASB original, reator Híbrido (UAHB - com recheio na parte superior), e reator Híbrido modificado (UAHBmod - com recheio na zona de reação).

Neste projeto, pretende-se comprovar os benefícios do uso do reator anaeróbio híbrido e avaliar a influência do recheio na zona de reação dos reatores UASB.

O reator anaeróbio híbrido, que se apresenta como uma variação do reator UASB, foi proposto inicialmente por Maxham and Wakamiya (1981). Desde então, vários pesquisadores (Guiot *et al.*, 1984; Fernandes,1985; Samsom *et al.*, 1985; Kennedy *et al.*, 1989; Craveiro, 1994; Imai *et al.*, 1998; Elmitwalli *et al.*, 1999; Wu *et al.*, 2002; Stanford e Kato 2003) têm tentado operacionalizar este tipo de reator no tratamento dos mais diversos tipos de efluentes.

No reator anaeróbio híbrido — além do acúmulo de elevadas concentrações de lodo, eventualmente granulado na câmara inferior — a existência de uma camada de enchimento, colocada na parte superior, auxilia a retenção do lodo e presta-se para suporte de biofilme, que pode viabilizar a elevação da eficiência global do sistema. Essa configuração pode propiciar uma zona de "polimento" do efluente, melhorando a estabilidade do sistema, principalmente sob condições de operação transiente e suportando velocidades ascensionais maiores que as usualmente empregadas nos reatores UASB.

O desenvolvimento deste projeto tenta propiciar não só a avaliação de uma alternativa adicional para tratamento do esgoto sanitário, como também a viabilização do aumento da eficiência de remoção de matéria orgânica nos reatores anaeróbios de manta de lodo já existentes, com a inclusão, se necessário, do material suporte sobre o separador de fases ou na zona de reação (manta de lodo) o que traduz a contribuição inédita relativa a esta tese.

Dentro deste contexto, o presente trabalho apresenta uma breve revisão sobre o tratamento anaeróbio de esgoto sanitário, citando os principais tipos de tratamento, enfocando principalmente o uso do reator UASB e a necessidade do pós-tratamento dos reatores anaeróbios. Após esse relato, segue uma breve discussão sobre reatores de filme fixo e leito fixo (filtro anaeróbio e reator anaeróbio horizontal de leito fixo) e de filme fixo e leito móvel (reator de leito expandido e ou fluidificado e o reator UASB), referindo alguns trabalhos sobre o uso desses reatores no tratamento do esgoto sanitário.

Ainda na revisão bibliográfica, este estudo enfoca o reator UASB, menciona os aspectos positivos e negativos de seu uso, do efeito da granulação da biomassa no reator, seus parâmetros de projeto, e por fim, alguns exemplos do uso do reator em escala piloto e em escala plena no tratamento do esgoto sanitário. Para finalizar a revisão, apresenta-se uma discussão pormenorizada sobre o reator anaeróbio híbrido, discorre-se sobre um pequeno histórico do reator, do tipo de material suporte, da porcentagem de material suporte (relação de material suporte por volume útil do reator), bem como os tipos de afluente, com os quais o reator foi avaliado e, finalmente apresenta-se alguns estudos descritos na literatura técnica e cientifica, do uso do reator híbrido no tratamento do esgoto sanitário.

Este projeto propõe o estudo da utilização de reator anaeróbio híbrido (UAHB), baseada na concepção de um reator anaeróbio de manta de lodo UASB (volume útil de 18,8 m³) com a inclusão de material suporte na parte superior do reator, para tratamento de esgoto sanitário, em comparação a outro reator UASB, convencional, com as mesmas dimensões.

Os dois reatores foram operados por período de 200 dias, com tempo de detenção hidráulica de 6h. Após inoculação e com 80 dias de operação os reatores atingiram o estado de equilíbrio dinâmico aparente, com geração de alcalinidade, baixa concentração de ácidos voláteis e eficiência de remoção média da matéria orgânica, em termos de DQO, de 84% para o reator UASB e 85% para o reator UAHB, e em termos de DBO, de 87% e 91% respectivamente para o reator UASB e UAHB.

Após este período os reatores foram submetidos a aumento da velocidade ascensional (0,78 m/h; 1,17 m/h; 1,56 m/h e de 1,96m/h) por meio da recirculação do efluente, com intuito de se expandir o leito da biomassa microbiana, melhorando a transferência de massa.

Em outra etapa, foi adicionado no reator UASB material suporte dentro da zona de reação transformando em reator UAHBmod — a proposta de inclusão do material suporte na zona de reação do UASB é totalmente original, sendo avaliado também sua eficiência de tratamento e em comparação com os reatores UASB e UAHB.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo precípuo

Essa pesquisa tem como objetivo precípuo demonstrar a possibilidade de aprimoramento da concepção de reatores UASB, mediante a inserção de material suporte sobre os separadores de fase e na zona de reação (manta de lodo).

2.2 Objetivos específicos

- Concepção, construção, operação, avaliação e comparação do desempenho de dois reatores para o tratamento de esgoto sanitário, com material suporte na região de decantação e na região de reação de reatores UASB;
- Avaliação da recirculação da fase líqüida nos reatores
- Avaliação do comportamento hidrodinâmico dos reatores;
- Avaliação da biomassa microbiana da manta de lodo formada nos reatores;
- Identificação das morfologias predominantes na manta de lodo formada nos reatores;

OBS: A proposta da inclusão de material suporte, na zona de reação, no reator UASB é totalmente original; ela é objeto de patente do proponente e do orientador deste trabalho.

3 REVISÃO BIBLIOGRAFICA

3.1 Generalidades sobre o tratamento anaeróbio de esgoto sanitário

O uso do tratamento anaeróbio de esgoto sanitário teve origem registrada em publicação de 1881 com o aparecimento da Fossa Automática Mouras; em 1895 foi proposto o tanque séptico e, em 1905, o tanque Imnhoff. No final de 1930, já havia conhecimento substancial sobre o processo de digestão anaeróbia de lodo em digestores separados e aquecidos, a ponto de permitir seu uso em grande escala. Ao final da década de 60, Young e McCarty desenvolveram o filtro anaeróbio e, no início da década de 70, Switzenbaum e Jewell desenvolveram o reator de fluxo ascendente de leito expandido. Em 1974, Lettinga propôs o reator UASB (MC CARTY,¹ 1981 apud FORESTI, 2000).

Os principais tipos de reatores anaeróbios para tratamento de efluentes líquidos utilizados no Brasil são a lagoa anaeróbia, o decanto-digestor, o filtro anaeróbio, o reator anaeróbio de manta de lodo e, mais recentemente, o reator anaeróbios de leito expandido e ou fluidificado e o reator anaeróbio operados em bateladas seqüenciais.

No Brasil, o uso dos reatores anaeróbios no tratamento do esgoto sanitário teve crescimento significativo após 1980, com aplicação/instalação do

¹ McCarty,P.L. – one hundred years of anaerobic treatment. In: Hughes *et al*. Eds Anaerobic Digestion 1981.

reator anaeróbio de manta de lodo, principalmente no estado do Paraná, mediante experiência de mais de 200 unidades construídas. Hoje, esse tipo de reator é encontrado em grande parte dos estados brasileiros, em diversos tamanhos. Um exemplo de sua aplicação está na ETE – Piracicamirim em Piracicaba / SP, que atende população de 100.000 habitantes (com 3 reatores de volume total de 7500 m³). Em Curitiba, foram construídos 16 reatores de 2000m³ (Sistema Atuba Sul) para atender população de 600.000 habitantes (ANDRADE NETO E CAMPOS, 1999).

A tecnologia do tratamento anaeróbio de esgoto sanitário para regiões tropicais (temperatura superior a 20°C) já está definitivamente estabelecida. Os reatores anaeróbios são confiáveis e estáveis após o período de partida, se forem corretamente projetados e operados (FORESTI, 2002; KATO *et al.*1999).

A tendência de usar reatores anaeróbios como principal unidade de tratamento biológico de esgoto deve-se, principalmente, à constatação de que fração considerável do material orgânico (geralmente próxima a 70%) pode ser removida nessa unidade, sem dispêndio de energia ou adição de substâncias químicas auxiliares. Porém, quando utilizados isoladamente para o tratamento de esgoto sanitário, os reatores anaeróbios não atendem à legislação, principalmente no que se refere à remoção de matéria orgânica, nutrientes e organismos patogênicos.

Portanto, existe a necessidade de se efetuar a combinação de reatores biológicos com diferentes configurações, para remover a parcela da fração remanescente de material orgânico, e permitir produção de efluentes com qualidade compatível às necessidades impostas pelos padrões legais de emissão de efluentes e de qualidade dos corpos receptores.

O uso de sistemas integrados para o tratamento de esgoto sanitário, com reatores anaeróbios, em uma primeira etapa, e de reatores aeróbios, como etapa de polimento, tem apresentado vantagens na redução de custos com energia elétrica e com menor produção de lodo.

Um exemplo dessa aplicação pode ser constatado na Estação de Tratamento de Esgoto do Ribeirão Piracicamirim (Piracicaba/SP), a qual consiste em unidades anaeróbias, através de reatores anaeróbios de manta de lodo – UASB, seguidos de unidade complementar aeróbia (Lodos Ativados), sendo que o sistema global apresentou, após o período de partida, remoção media acima de 90 % de matéria orgânica expressa como DBO e 81% de remoção média de sólidos suspensos voláteis (PASSIG *et al.* 2000).

Ressalte-se que a ETE - Piracicamirim foi a primeira estação de tratamento de esgoto sanitário em escala plena no Brasil a utilizar reatores UASB seguidos por processo de lodos ativados e decantadores secundários de alta taxa (com placas paralelas).

Os sistemas integrados de reatores anaeróbios, como uma primeira etapa, com outros reatores biológicos também anaeróbios para polimento ou pós – tratamento, também se encontram em estágio de desenvolvimento.

Uma alternativa, ainda pouco utilizada, é o uso combinado de um reator UASB com o filtro anaeróbio. Neste caso, pode-se dizer que o filtro anaeróbio desempenha papel de polimento ou pós-tratamento. O filtro anaeróbio é uma alternativa indicada para a remoção complementar de DBO particulada, pela retenção física nos interstícios do leito e posterior digestão. A parte solúvel proveniente do efluente do UASB ou resultado da liquefação da DBO particulada retida é tratada pela biomassa formada no meio suporte do leito (KATO *et al.*1999).

Chernicharo *et al.* (1998) estudaram reator UASB seguido de um filtro anaeróbio piloto utilizando escória de alto forno como material suporte. O sistema foi aplicado no tratamento de esgoto sanitário, variando-se as taxa de aplicação hidráulica no reator e no filtro. Os resultados obtidos demonstraram ser possível obter um efluente final de excelentes características, mesmo quando o sistema foi submetido a variações da vazão afluente. Em quase todas as situações operacionais às quais foi submetido o conjunto, as eficiências de remoção de DBO e DQO foram superiores a 80% e, em diversas ocasiões, essas eficiências ficaram compreendidas na faixa de 85 a 95%. A concentração de sólidos suspensos no efluente final permaneceu sistematicamente abaixo de 25 mg.L⁻¹, compatível com padrões internacionais de emissão mais exigentes.

3.2 Novas configurações de reatores anaeróbios

3.2.1 Generalidades

A primeira geração de bioreatores anaeróbios consistia em reatores de mistura sem reciclo de sólidos biológicos, nos quais, o tempo de retenção celular (TRC) era igual ao tempo de detenção hidráulica (TDH). Melhor entendimento dos processos biológicos ocorreu a partir do desenvolvimento de unidades nas quais os valores de TRC eram muitos superiores aos de TDH. O aumento de TRC foi possível pela introdução de decantadores secundários e de sistema de recirculação do lodo biológico. Uma outra tentativa nesse sentido consistiu no desenvolvimento de reatores anaeróbios com células imobilizadas, que permitiu uma maior retenção de biomassa no sistema.

Segundo Andrade Neto e Campos (1999), nos reatores convencionais, o aumento do tempo de retenção celular, em relação ao tempo de detenção hidráulica, tem sido obtido com a construção de unidades cuja concepção e operação apoiam-se nos conceitos sucintamente descritos a seguir:

- a) Retenção de microrganismos nos interstícios existentes em leito de pedra ou de outro adequado material suporte. Nesse caso, incluem-se os filtros biológicos, nos quais tem sido constatada a existência de significativa parcela de microrganismos nos interstícios do leito, apesar da aderência de filme biológico.
- b) Produção de região com elevada concentração de microrganismos ativos no reator que, obrigatoriamente, é atravessada pelo fluxo ascendente dos despejos a serem tratados. Neste caso, são incluídos os reatores UASB e os reatores compartimentados.

c) Imobilização de microrganismos mediante aderência à superfícies fixas ou à superfícies de material móvel. Os reatores de leitos expandidos ou fluidificados fundamentam-se essencialmente neste princípio, tendo em vista que a grande parcela de microrganismos ativos encontra-se aderida às partículas que constituem seu leito.

Independentemente da forma de imobilização, com ou sem suporte inerte, a biomassa pode ser fixa, de maneira parcial ou total, ou móvel no interior dos reatores.

Esses reatores, em função da movimentação do leito, podem ser divididos em dois grupos principais: os de leito fixo, que não apresentam movimento do leito; e os de leito móvel, quando o material suporte movimentase. Nesse último, a movimentação do leito geralmente é garantida, desde que a densidade global da biomassa-meio suporte seja compatível com a hidrodinâmica do reator, de forma a promover a expansão do leito de lodo.

3.2.2 Reatores de filme fixo e leito fixo

3.2.2.1 Generalidades

De acordo com Campos (1989), os reatores biológicos de leito fixo são unidades que dispõem de meio suporte, constituído por peças ou acessórios, em cuja superfície ocorre à fixação e o desenvolvimento do biofilme. Como exemplo de reatores anaeróbios de filme fixo e leito fixo, podem ser citados o filtro biológico anaeróbio e o reator anaeróbio horizontal de leito fixo.

3.2.2.2 Filtro biológico anaeróbio

O desenvolvimento do filtro biológico anaeróbio deve-se, em princípio, à publicação de Young e McCarty (1968), elaborada com base em dados de pesquisa realizada a partir de 1963.

O filtro anaeróbio é um reator no qual a matéria orgânica é estabilizada através da ação de microrganismos que ficam retidos nos interstícios e apoiados no material suporte que constitui seu leito, leito pelo qual ocorre à percolação dos efluentes líqüidos.

A camada suporte tem por finalidade principal reter sólidos biológicos no interior do filtro anaeróbio. Esses sólidos biológicos encontram-se aderidos à superfície do material suporte na forma de biofilme ou retidos nos espaços intersticiais dessa camada na forma de agregados tais como flocos e grânulos. Desta forma, a camada suporte atua como dispositivo para separar os sólidos dos gases, ajuda a promover a uniformização do escoamento do reator, melhora o contato entre os constituintes do despejo afluente e os sólidos biológicos contidos no reator e, ainda, permite o acumulo de grande quantidade desses sólidos necessários para aumentar o tempo de retenção celular (YOUNG, 1990).

Como material suporte podem ser empregados diferentes materiais como: módulos tubulares, anéis tipo *Pall*, anéis de PVC, esferas perfuradas, elementos cerâmicos, pedras, anéis de bambus, entre outros.

Young (1991) correlacionou estatisticamente dados operacionais de diversos filtros anaeróbios com os parâmetros: TDH, concentração do esgoto, área superficial do meio suporte e carga orgânica. Os resultados indicaram que TDH foi o parâmetro que mais influenciou a eficiência de remoção de DQO, quer para reatores com meio sintético, quer com pedras. A área superficial dos módulos corrugados pareceu não influir significativamente, enquanto o tamanho dos espaços vazios e a geometria do material corrugado mostraram exercer influência.

A ABNT (1997), na Norma 13969/97, sugere como material suporte pedra britada n⁰4 ou n⁰5 (tamanho: 4 a 7 cm), com dimensões as mais uniformes possíveis. O projeto preconizado para esgoto sanitário é ancorado no TDH sugerido entre 12 e 27 horas em função do porte e da temperatura média do mês mais frio.

Segundo Andrade Neto e Campos (1999), os filtros anaeróbios podem ser aplicados no tratamento de despejos líqüidos concentrados ou com baixa concentração de matéria orgânica. Contudo, são mais indicados para esgotos com contaminantes predominantemente solúveis, porque o risco de entupimento do meio filtrante aumenta com a concentração de sólidos suspensos do afluente.

Em estudos sobre o desenvolvimento do biofilme e dos grânulos em filtro anaeróbio, Passig (1997), constatou que quase a totalidade da matéria orgânica é degradada na parte inferior do reator, devido principalmente à existência de uma grande concentração de biomassa ativa e o material suporte serve, principalmente, para se dar polimento e suportar cargas de choque.

Portanto, embora possam ser utilizados como unidade principal do tratamento de esgoto, os filtros anaeróbios são mais adequados para pós-tratamento. Presta-se para pós-tratamento de outras unidades anaeróbias, conferindo elevada segurança operacional e maior estabilidade ao efluente (ANDRADE NETO E CAMPOS 1999).

Nour *et al.* (2000) avaliaram o tratamento de esgoto sanitário em filtro anaeróbio (escala piloto), tendo como suporte anéis de bambú (inteiros e cortados no meio), utilizando lodo de tanque séptico na partida de 4 reatores, com volume de 750 L cada e TDH de 7 e 9 horas. Concluíram que o período de partida até operação em equilíbrio dinâmico aparente compreendeu 121 dias. As remoções de DBO, DQO, SST foram, respectivamente, de 69, 70 e 80 %. Foi observado, também, que não houve diferença significativa entre o resultado dos 4 reatores.

Andrade Neto *et al.* (2000) avaliaram o conduíte cortado e o tijolo cerâmico vazado como materiais suportes para filtro e concluíram que a natureza da superfície e sua área superficial predominam no início da formação do biofilme, mas, em pouco tempo de operação, perdem sensivelmente a importância. Com o conduíte, o filtro apresentou eficiência estável após 45 dias, efluente com 20 mg.L⁻¹ de sólidos suspensos e DQO filtrada média de 80 mg.L⁻¹.

De acordo com Andrade Neto e Campos (1999), a limpeza do filtro anaeróbio, tratando esgoto sanitário para retirada do excesso de lodo, deve ocorrer de 3 a 6 meses, usualmente através de lavagem por contra-fluxo; esta é uma operação complicada se não houver como drenar esse lodo pelo fundo.

3.2.2.3 Reator anaeróbio horizontal de leito fixo – RAHLF

O reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF), proposto por Zaiat *et al.* (1994), também pode ser considerado como um reator de filme fixo e leito fixo; essa nova configuração caracteriza-se pela imobilização da biomassa em meio suporte, no caso original, matrizes de espuma de poliuretano, que, aliado à grande relação comprimento diâmetro, resultam em escoamento horizontal com comportamento bem próximo ao de um reator tubular ideal de fluxo pistonado.

O desenvolvimento e avaliação do RAHLF têm sido realizados intensivamente no Laboratório de Processos Biológicos (LPB) da Escola de Engenharia de São Carlos – USP, voltado a experimentos que incluem o estudo de fundamentos de hidrodinâmica, cinética, microbiologia e bases racionais para projeto e operação, bem como aplicação a diferentes efluentes como esgoto sanitário e efluentes contendo tóxicos (LIMA,2001; ZAIAT,2004).

Estudos com RAHLF, em escala bancada, tratando esgoto sanitário, foram relatados por Zaiat *et al.* (2000), e por Lima (2001), que utilizou um reator composto de 5 módulos de 14,5 cm de diâmetro por 2,88 m de comprimento, com volume total de 237,5 L: como material suporte usou espuma de poliuretano em matrizes cúbicas de 1 cm de aresta. O esgoto sanitário utilizado era gradeado e peneirado em malha de 1 mm, para remoção de sólidos a fim de evitar o entupimento.

Zaiat *et al.* (2000) avaliaram a partida do reator, sem inoculação, operando a temperatura ambiente e com temperatura do liquido de 25 \pm 1 °C, tempo de detenção hidráulica de 3,8 horas, por período de 15 semanas. Após a 8^ª semana de operação, o reator apresentou boa estabilidade operacional, com

geração de alcalinidade e ácidos voláteis da ordem de 20 mg.L⁻¹ no efluente do reator, com eficiência de remoção de 78 % e 84 % de DQO e SSV respectivamente.

Lima (2001) avaliou o desempenho e as demandas operacionais da unidade piloto durante período de dois anos de operação. O reator foi operado com tempo de detenção hidráulica de 4,3 horas, com temperatura do líqüido de 23±2°C, atingindo eficiências de remoção de matéria orgânica em termos de DQO de amostras brutas de 63±10% e 79±7% de remoção da concentração de sólidos suspensos voláteis. O autor constatou queda de desempenho ao longo da operação devido, principalmente, ao comprometimento da hidrodinâmica do reator por entupimento do leito e, por conseguinte, com redução do volume útil reacional.

Na Tabela 3.1, enumeram-se os aspectos positivos e negativos da utilização do filtro anaeróbio e do RAHLF no tratamento do esgoto sanitário.

Tabela 3.1 – A	Aspectos positivos	e aspectos	negativos	do filtro	anaeróbio	e do
RAHLF no trat	tamento de esgoto	sanitário				

	Aspectos positivos	Aspectos negativos
•	Resistência às variações de	 Necessita pré-tratamento;
	vazão afluente;	 Necessita remoção previa dos
•	Boa estabilidade;	sólidos suspensos;
•	Baixo arraste de sólidos	Entupimento;
	biológicos;	Necessita limpeza periódica
•	Não necessita inóculo;	para evitar entupimento
•	Não necessita decantação	
	posterior;	
•	Podem ser utilizados para	
	receber afluentes diluídos ou	
	concentrados	

Fonte: modificado de Andrade Neto *e* Campos (1999)

3.2.3 Reatores de filme fixo e leito móvel

3.2.3.1 Generalidades

Como exemplo de reatores de filme fixo e leito móvel podem ser citados o reator de leito expandido, o reator de leito fluidificado e o reator anaeróbio de manta de lodo. Nestes casos, o filme bacteriano se forma pela aderência sobre pequenas partículas ou grãos (areia, carvão ativado, material cerâmico), que são mantidas em suspensão. (O reator de manta de lodo será discutido em item separado).

3.2.3.2 Reator anaeróbio de leito expandido e fluidificado

Os reatores biológicos de leito expandido ou fluidificado, a princípio, são classificados como reatores de leito móvel e filme fixo. De modo geral, independentemente de o processo ser anaeróbio ou aeróbio, esses reatores envolvem a interação entre as fases sólida, líquida e gasosa (CAMPOS e PEREIRA, 1999).

Nesses reatores, a fase sólida é formada pelas biopartículas (material suporte + biofilme), enquanto a fase líquida é constituída pelo afluente a ser tratado e a fase gasosa, por sua vez, é oriunda da geração interna de biogás no caso do processo anaeróbio, ou pela introdução de oxigênio, quando o processo é aeróbio (MENDONÇA, 2004).

O reator anaeróbio de leito expandido é um reator vertical de fluxo ascendente, no qual deve ser mantida velocidade de escoamento ascensional adequada para promover a suspensão das partículas componentes do leito, as quais servem de suporte para os consórcios de microrganismos que realizam a decomposição dos materiais degradáveis, presentes no efluente (CAMPOS e PEREIRA, 1999).

Ao comparar o reator de leito expandido com reator UASB, verifica-se que as velocidades ascensionais podem ser muito maiores, pois, no caso de reatores de manta de lodo (sem material suporte), as biopartículas ou grânulos apresentam densidade próxima a um. Como os grânulos dos reatores UASB não têm densidade elevada, caso se deseje aumentar a velocidade ascensional (melhorando a transferência de massa) pode ocorrer arraste dos grânulos no efluente do reator (CAMPOS e PEREIRA, 1999).

No tratamento do esgoto sanitário, um reator anaeróbio de leito expandido operado durante 298 dias, com tempo médio de detenção hidráulica de 3,2 h e carga orgânica aplicada de $5,0 \pm 1,1 \text{ kgDQO.m}^{-3}.d^{-1}$, com temperatura média do líqüido de $23,4 \pm 1,9$ °C, apresentou eficiência média de remoção de DQO e de SST, respectivamente iguais a $68 \pm 10 \%$ e $62 \pm 23 \%$, ocorrendo, no efluente tratado, concentrações médias de 231 mg.L⁻¹ de DQO e 120 mg.L⁻¹ de SST (MENDONÇA,2004).

Na Tabela 3.2, enumeram-se os aspectos positivos e negativos da utilização do reator de leito expandido/fluidificado no tratamento do esgoto sanitário.

Aspectos positivos	Aspectos perativos
expandido/fluidificado no tratamento de	e esgoto sanitário.
Tabela 3.2 – Aspectos positivos e	aspectos negativos do reator de leito

waardhigaa aha waartan aha halfa

	Aspecto	s positivos			Aspectos negativos	
•	Alta concentração de biomassa		assa	٠	Pequeno número de reatores	
	ativa aderida;			em operação em escala real		
•	Área reduzida para implantação;			•	Consumo de energia maior que	
•	Pequena espessura do biofilme				o de outros tipos mais simples	
	facilita a difusão;					
•	Movimentação do leito, evita a					
	colmatação;					
•	Baixos tempos de detenção;					
•	Boas	condições	de			
	transferência de massa.					

Fonte: adaptado de Campos e Pereira (1999)
3.3 Reatores UASB

3.3.1 Generalidades

O reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) é uma unidade de tratamento de fluxo ascendente, que utiliza o processo anaeróbio para degradação da matéria orgânica. Inicialmente foi proposto, por Lettinga *et al.*(1980), para tratamento de efluente industrial, contendo alta carga em temperatura mesofílica. Devido ao seu sucesso no tratamento do efluente industrial, no inicio da década de 80, esse reator passou a ser aplicado no tratamento de esgoto sanitário.

No reator UASB, a água residuária passa através de uma região (de reação) que apresenta elevada concentração de microrganismos anaeróbios, que se agrupam em grânulos ou flocos.

O mais importante dispositivo característico deste tipo de reator é o separador de fases — separador do gás (biogás), do líqüido e do sólido (lodo) — distinguindo-se três funções diferentes: coleta o biogás produzido na zona de digestão abaixo do separador; permite a sedimentação de sólidos em suspensão na parte superior do reator; auxilia na manutenção de baixa concentração de sólidos sedimentáveis no efluente.

A água residuária entra pela parte inferior do reator, segue trajetória ascendente, passa pela zona de digestão, misturando-se ao lodo anaeróbio presente nessa zona. Ocorre, então, a digestão anaeróbia, resultando produção de biogás e crescimento do lodo. Acima da região em que há a manta de lodo, existe uma região com dispositivos destinados à sedimentação de sólidos e à separação de gases. O líqüido que prossegue, em sentido ascendente, é coletado na parte superior do reator. A FIGURA 3.1, apresenta um esquema típico do reator UASB.



FIGURA 3.1 – Esquema típico do reator UASB. Fonte: modificado a partir de Lettinga et *al.* 1980.

Na Tabela 3.3, enumeram-se aspectos positivos e negativos do reator UASB em relação aos processos aeróbios convencionais (Lagoa Aerada, Lodos Ativados etc...), notadamente quando aplicado em locais de clima quente para o tratamento do esgoto sanitário.

Tabela 3.3 – Aspectos positivos	e aspecto	s negativos	do processo	anaeróbio
por meio de reator UASB em relaç	ção aos pr	ocessos aero	óbios conven	cionais.

Aspectos positivos	Aspectos negativos					
 Sistema compacto; 	Possibilidade de emanação de					
 Baixa demanda de área; 	maus odores;					
 Baixo custo de implantação e 	• Elevado intervalo de tempo					
operação;	necessário para partida;					
 Baixa produção de lodo; 	Necessidade de etapa de pós-					
 Elevada concentração do lodo 	tratamento.					
excedente;	 Baixa remoção de nutrientes 					
 Boa desidratabilidade do lodo; 						
 Baixo custo de energia elétrica; 						
 Eficiência de remoção de matéria 						
orgânica de 65 a 75% (DQO);para						
esgoto sanitário						
 Possibilidade rápida de re-partida. 						

Na Tabela 3.4 está apresentado um resumo dos principais critérios e parâmetros (comumente adotados) que norteiam o projeto de reatores UASB para tratamento de esgotos domésticos; cabe aqui salientar que é para temperatura do líqüido de 20 a 26 °C.

Critério / parâmetro	Faixa de valores, em função da vazão.				
	para Qmed	para Qmax	para Qpico*		
Carga Hidráulica					
Volumétrica (m ³ .m ⁻² .d ⁻¹)	< 4,0	< 6,0	< 7,0		
Tempo de detenção					
hidráulica (h)**	6 a 9	4 a 6	> 3,5 a 4		
Velocidade ascendente de					
fluxo (m.h ⁻¹)	0,5 a 0,7	0,9 a 1,1	< 1,5		
Velocidade nas aberturas do					
decantador (m.h ⁻¹)	2,0 a 2,3	< 4,0 a 4,2	< 5,5 a 6,0		
Taxa de aplicação superficial					
no decantador (m.h ⁻¹)	0,6 a 0,8	< 1,2	< 1,6		
Tempo de detenção					
hidráulica no decantador (h)	1,5 a 2,0	> 1,0	> 0,6		

Tabela 3.4 – Principais Critérios e parâmetros hidráulicas para o projeto de reatores UASB tratando esgoto sanitário

* Picos de vazão com duração de 2 a 4 horas

** Para temperatura do esgoto na faixa de 20 a 26°C Fonte: Chernicharo *et al.*(1999).

3.3.2 Granulação nos reatores UASB

A presença de biomassa ativa, granulada e ou floculenta, é um dos fatores fundamentais para a manutenção de tempo de residência de sólidos satisfatório para o eficiente funcionamento de reatores do tipo UASB. Isso pode ocorrer caso as condições físicas e químicas no reator favoreçam a geração e manutenção da biomassa apropriada.

A característica granular do lodo em reatores UASB torna-os mais vantajosos em relação aos floculentos (Guiot *et al.*, 1992), e as características do lodo diferem devido ao modo de operação e, também, em função das características do substrato.

É importante reportar que o fenômeno da granulação foi acidentalmente descoberto durante experimento realizado em um reator piloto, com capacidade para 6 m³, o qual havia sido semeado em 1974 com lodo digerido (de Zeeuw, 1987). Após essa observação, foi constatado que o reator era capaz de trabalhar com altas taxas de carregamento volumétrico, isto é, 30 kgDQO.m⁻³.d⁻¹, enquanto mantinha desempenho estável.

A formação do lodo anaeróbio granular pode ser considerada a principal razão do sucesso do reator UASB no tratamento de efluentes industriais, principalmente devido a dois fatores: a característica de sedimentabilidade e a atividade metanogênica específica do lodo granular (HULSHOFF POL et *al.*,2004).

Segundo Hulshoff Pol *et al.* (1983), o desenvolvimento de grânulos nos reatores UASB é devido à seleção contínua das partículas de sólidos biológicos, causada pela velocidade ascendente do líqüido e dos gases. No caso, os sólidos biológicos dispersos mais frágeis seriam "lavados" do reator, enquanto os compostos mais pesados e mais ativos tenderiam a se agregar, e, desta forma, permaneceriam no reator.

Segundo Lettinga (1995), a granulação é um processo totalmente natural, que pode ocorrer em sistemas em que condições básicas sejam atendidas, ou seja, para substratos solúveis em reatores operados com fluxo ascendente. O autor afirma que para o entendimento do processo de granulação devem ser considerados: materiais suportes inertes orgânicos e inorgânicos assim como agregados de bactérias devem estar presentes no lodo; matéria finamente dispersa incluindo matéria bacteriana viável, será carreada do sistema quando as velocidades ascensionais do líqüido e do gás aumentarem. Esses fatos incentivam a formação de filme e agregados; O tamanho dos agregados ou a espessura do biofilme é limitado; dependendo de forças intrínsecas e externas, como atrito e os grânulos são gradualmente maturados. Como resultado dessa maturação, os grânulos de característica filamentosa, tipicamente predominantes nos estágios iniciais do processo de granulação, paulatinamente desaparecem e dão lugar aos grânulos de forma mais arredondada.

Segundo Hulshoff Pol *et al.* (1989), os fatores que afetam o processo da granulação nos sistemas de tratamento anaeróbio dividem-se em três grupos, a saber: fatores ambientais; tipo de inóculo; procedimentos tomados durante a partida do reator.

Entre os fatores ambientais, têm especial importância: disponibilidade dos nutrientes, essencial para que se obtenha as condições ótimas de crescimento; temperatura, visto que a atividade específica do lodo metanogênico é máxima entre 35 e 40°C (para reatores mesófilicos); pH, deve estar entre a faixa ótima de crescimento das Arqueas metanogênicas (6,5 a 7,8); e o tipo de substrato.

Sobre o tipo de substrato pode-se ressaltar: composição; biodegradabilidade da matéria orgânica; presença de matéria orgânica e inorgânica não biodegradável finamente dispersas; composição iônica e presença de compostos inibitórios.

Dos procedimentos tomados durante a partida do reator pode-se destacar: incremento da taxa de carregamento orgânico; arraste de sólidos biológicos suspensos; quantidade de inóculo utilizada.

Atualmente são aventadas várias hipóteses sobre o processo da granulação em reatores UASB, mas ainda não existe consenso quanto ao mecanismo de início da granulação. Hulshoff Pol *et al.*(2004) apresentaram uma revisão, das últimas duas décadas, sobre as principais teorias de formação do processo de granulação em reator UASB, e concluíram que muitas das teorias sobre granulação confirmam que a chave da granulação é a

arquea acetotrófica metanogênica *Methanosaeta*; que o início do processo de granulação é a adesão microbiana que ocorre concomitante ao primeiro estágio de formação do biofilme e que é vantajoso ao processo a presença de partículas inertes, que servem de superfície para a aderência bacteriana.

3.3.3 Alguns exemplos de reatores UASB utilizados no tratamento do esgoto sanitário.

A Tabela 3.5, apresenta alguns resultados de trabalhos (compilados pelo autor da tese) efetuados em reator UASB em escala piloto no tratamento de esgoto sanitário no Brasil e, na Tabela 3.6, alguns resultados de estações de tratamento de esgoto sanitário em escala plena utilizando reatores UASB, como primeira unidade de tratamento. Os resultados apresentados são inerentes apenas ao reator UASB.

Vol.	Temp.	TDH	DQO _{AFL}	%Rem	oção	Referências
(L)	(°C)	(h)	$(mg.L^{-1})$	DQO total	SST	
18000	>20	8	639	71-83	71-85	Oliva, (1997)
416	>20	6	864	87	94	Chernicharo et al. (1998)
416	>20	4	544	80	83	Machado <i>et al</i> . (1998)
145	21	6	-	71	62	Torres, (2000)
416	>20	6	958	84	-	Von Sperling et al. (2001)
416	>20	4	734	85	-	Von Sperling et al. (2001)
400	26	5,6	546	70	83	Pontes <i>et al.</i> (2003)
1500	25	8	554	65	-	Cavalcanti, (2003)
120	25	6	816	57	-	Leitão, (2004)
501	23	6	214	65 -70	-	Seghezzo, (2004)

Tabela 3.5 – Resultados de desempenho de reatores UASB em escala piloto tratando esgoto sanitário.

Nota: Os reatores utilizados por Cavalcanti,2003 e Leitão,2004 têm configurações diferentes do UASB convencional apresentado na FIGURA 3.1

Vol.	Temp.	TDH	DQO _{AFL}	%Remo	ção	Referências
(m ³)	(°C)	(h)	(mg.L ⁻¹)	DQO _{total}	SST	
68	23	7,0	402	74	87	Vieira (1994)
8316	25	12,0	598	55 - 75	75	Passig <i>et al</i> . (2000)
810	30	9,7	563	67	61	Florêncio et al. (2001)
810	30	7,0	-	60 - 80	-	Morais <i>et al</i> . (2004)
25	23	8,0	208	77	-	Rolo (2004)

Tabela 3.6 – Resultados de desempenho de reatores UASB em escala plena tratando esgoto sanitário.

No tratamento de esgoto sanitário, os reatores UASB têm apresentado remoção de DQO, predominantemente na faixa de 55 a 80 %, com tempo de detenção hidráulica variando entre 6 a 10 horas, em ambientes com temperatura superior a 20°C.

3.4 Reator híbrido

3.4.1 Generalidades

O reator UASB híbrido, — conforme conhecido na literatura técnica — possui manta de lodo na parte inferior do reator e recheio na parte superior, foi proposto inicialmente por Maxham and Wakamiya (1981). Desde então, vários pesquisadores (Guiot *et al.*, 1984; Fernandes,1985; Samsom *et al.*, 1985; Kennedy *et al.*, 1989; Craveiro, 1994; Imai *et al.*, 1998; Elmitwalli *et al.*, 1999; Wu *et al.*, 2002; Stanford e Kato 2003) têm tentado otimizar este tipo de reator, aprimorar seu projeto e seus parâmetros operacionais, com base na proposta de Maxham and Wakamiya (1981).

A utilização do reator híbrido busca combinar as vantagens do UASB e do filtro anaeróbio em um só reator (Guiot e van den Berg, 1984) e minimizar as desvantagens desses reatores quando utilizados separadamente. Na FIGURA 3.2 pode se observa um esquema típico do reator híbrido.



FIGURA 3.2 – Esquema do Reator Anaeróbio Híbrido

Busca-se, assim, uma configuração capaz de acumular na câmara inferior elevadas concentrações de biomassa ativa (eventualmente granulada) no reator, favorecido pela existência de uma camada de enchimento colocada na parte superior, que serve como separador de gás-sólido-líqüido e auxilia na retenção do lodo. Essa configuração pode propiciar, também, a formação de uma zona de polimento do efluente, aumentando a estabilidade do processo sob condições de operação transiente (CRAVEIRO, 1994).

A procura da configuração híbrida conforme descrita, em contraponto aos reatores "completamente empacotados" (ou em série), visa à obtenção de vantagens sob o ponto de vista de redução de custos, com unidades de tratamento com menor volume, menor quantidade de enchimento e aprimoramento das características operacionais.

3.4.2 Material suporte

O material suporte tem, por principal finalidade, reter sólidos biológicos no interior do reator. Além disso, sólidos biológicos encontram-se aderidos à superfície do material na forma de biofilme, ou presos nos espaços intersticiais dessa camada na forma de agregados, tais como flocos e grânulos.

Desta forma, a camada de material suporte atua como dispositivo para separar os sólidos dos gases, ajuda a promover a uniformização do escoamento no reator, melhora o contato entre os constituintes do despejo afluente e os sólidos biológicos contidos no reator e permite o acúmulo de grande quantidade desses sólidos necessários para aumentar o tempo de retenção celular.

Na FIGURA 3.3, apresentam-se os principais tipos de material suporte, utilizados em reatores, no tratamento de efluentes.





FIGURA 3.3 – Material suporte a)brita, b)bloco modular plástico com fluxo vertical, c) bloco modular plástico com fluxo cruzado d) anéis tipo *Pall* e) esfera perfurada f) conduíte de PVC cortado. Fonte: Adaptado de Metcalf & Eddy 2003.

Na Tabela 3.5, destacam-se alguns tipos de material suporte que têm sido utilizados nos reatores híbridos.

Volume (L)	Material	tipo	referências
4,25	Plástico	Anéis tipo Pall	Guiot e van den Berg (1984)
17	Polipropileno	Mini anéis	Reynolds e Colleran (1986)
30	Plástico	Anéis tipo Raschig	Iza <i>et al</i> . (1992)
1,3	Poliuretano	cubos	Gijzen <i>et al</i> . (1996)
88	Poliureatno	Canudos verticais	Elmitwalli <i>et al</i> . (2002)
5	Polipropileno	Anéis tipo Pall	Shivayogimath et al. (1999)
4900	Escoria	Granulado	Stanford et al. (2003)
15,5	PVC	Anéis	Gupta <i>et al</i> . (2004)

Tabela 3.7 – Tipos de material suporte empregado em reatores híbridos.

Na Tabela 3.11, apresenta-se um resumo das referências supracitadas.

Vários pesquisadores constataram haver aumento da eficiência de remoção de matéria orgânica devido, principalmente, ao uso do meio suporte (Reynolds e Colleran, 1986; Kennedy e Guiot, 1989; Miyahara e Hoike, 1994), e eficiência na retenção da biomassa, apesar de velocidades ascensionais de até 4 m/h terem sido impostas ao reator (Guiot e van den Berg, 1985). Entretanto, Kennedy et al. (1989) concluíram que o tipo de enchimento não foi fator relevante para a eficiência do processo.

Outros estudos versam especificamente sobre a influência das porcentagens do material suporte (relação entre volume do suporte e volume total do reator) na eficiência global do sistema (Tabela 3.8).

Volume (L)	Anéis tipo	%	referências
8,5 a 16	rasching	5; 25; 40 e 50%	Oleszkiewicz et al. (1986)
4,2	Pall	8;16;32	Kennedy e Guiot (1989)
25	Pall	0; 3; 10 e 30%	Craveiro (1994)
7,85	rasching	20; 40; 60 e 75%	Wu <i>et al</i> . (2000)

Tabela 3.8 – Alguns estudos sobre a porcentagem do material suporte relativo ao volume total em reatores híbridos

Nota: % : relação entre volume do suporte e volume do reator

A Tabela 3.11, apresentam-se um resumo das referências supracitadas.

A partir desses estudos (Oleszkiewicz *et al.*, 1986; Kennedy e Guiot, 1989; Craveiro, 1994 e Wu *et al.*, 2000) foi possível concluir que: a porcentagem de material suporte não é fator relevante na definição da eficiência do processo, mas sim o tempo de detenção hidráulica e a taxa de carregamento orgânico aplicada.

Kennedy e Guiot (1989) estudaram a influência da porcentagem de enchimento, utilizando 3 reatores híbridos com 8%, 16% e 32% de material suporte. Concluíram não ter havido diferenças significativas na performance dos 3 reatores, medida pela redução de DQO, para faixas de cargas orgânicas de 5 a 16 kg DQO.m⁻³.d⁻¹.

Craveiro (1994), com reator anaeróbio híbrido, tratando efluente sintético à base de glicose, com 10 % de material suporte, alcançou eficiência de remoção de DQO de 95 % com carga orgânica de 8 kgDQO.m⁻³.d⁻¹.

Wu *et al.* (2000) reportaram que 20% de material suporte são satisfatórios para os reatores anaeróbios híbridos que tratam carga orgânica de até 16 kgDQO.m⁻³.d⁻¹.

Portanto, a análise dos resultados obtidos indica que reatores anaeróbios híbridos podem ser projetados com apenas 10% de seu volume de material suporte para carga orgânica volumétrica inferior a 8 kgDQO.m⁻³.d⁻¹.

3.4.3 Alguns tipos de afluentes tratados em reatores híbridos

Desde sua concepção, o estudo do reator híbrido tem demonstrado ser possível tratar desde efluentes pouco concentrados, a efluentes muito complexos (Guiot, *et al.*, 1984; Kennedy *et al.*, 1989). Defour *et al.* (1994), em sua explanação sobre diferentes sistemas de acumulação de biomassa em reator com tecnologia anaeróbia, acrescentaram que o reator híbrido é apropriado para efluentes complexos ou muito concentrados.

Na Tabela 3.9, citam-se alguns estudos sobre o tratamento de efluentes complexos utilizando o reator anaeróbio híbrido. Com base em todos esses trabalhos concluiu-se, basicamente, que o reator anaeróbio híbrido é uma alternativa viável para o tratamento de efluentes de carga orgânica altas e muito complexa, obtendo, em cada caso, eficiência de remoção de matéria orgânica satisfatória.

Tabela 3.9 – Alguns	estudos	utilizando	reator	híbrido	para	0	tratamento	de
efluentes complexos								

Volume(L)	Substrato	Referência		
30	Chorume	Iza <i>et al</i> . (1992)		
2	Efluente do processamento de óleo	Borja <i>et al</i> . (1996)		
	virgen			
10	Efluente com alta concentração de	Imait <i>et al</i> . (1998)		
	sulfato e amônia			
1100	Efluente processamento de fibra de	Fernandez <i>et al</i> . (2001)		
	madeira			
2,3	Efluente do processamento de	Mosqueira-Corral et al.		
	pescado	(2002)		
5	Efluente contendo celulose	Ganjidoust <i>et al</i> . (2004)		
15,5	Efluente de destilaria	Gupta <i>et al</i> . (2004)		

A Tabela 3.11, apresentam-se um resumo detalhado das referências supracitadas.

3.4.4 Reator híbrido aplicado ao tratamento de esgoto sanitário

Poucos são os trabalhos apresentados na literatura técnica do uso do reator anaeróbio híbrido para tratamento de esgoto sanitário, o que indica um novo campo a ser explorado. Na Tabela 3.10, enumeram-se alguns estudos relatados na literatura científica e técnica.

Vol	Temp	%	TDH	rem DQO _t	Referências
(L)	(⁰ C)		(h)	(%)	
17	30	49	12	67	
17	30	22	12	80	Reynolds e Colleran (1986)
3,8	13	-	8	64	Elmitwalli <i>et al</i> . (1999)
88	13	19	4	34	Elmitwalli <i>et al</i> . (2002)
4900	28	25	8,5	83	Stanford et al. (2003)
5,3	10 - 28	3,5	3-24	38 - 82	
5,3	28	3,5	24	82	Lew <i>et al</i> . (2004)

Tabela 3.10 – Estudos utilizando reator anaeróbio híbrido no tratamento do esgoto sanitário

Vol : volume do reator (L); Temp : Temperatura do experimento (°C)

% : Percentagem de recheio utilizado no reator ;TDH : Tempo de detenção hidráulica (h) Na Tabela 3.11 apresenta-se um resumo das referências supracitadas.

Entre esses estudos, podem-se ressaltar os estudos de Stanford e Kato (2003), que operaram um reator UASB e um reator híbrido, com mesmas dimensões, volume útil de 4,9 m³, tempo de detenção hidráulica de 8,5h e apresentaram eficiência média de remoção de DQO solúvel de 81,6% para o reator UASB e 83% para o reator híbrido. Os autores recomendam que são necessários mais estudos sobre o comportamento do reator anaeróbio híbrido.

Como os reatores foram operados com TDH médio de 8,5 h (relativamente elevada) e velocidade ascensional de 0,6 m.h⁻¹, (relativamente baixa para o reator híbrido), não foi possível avaliar os benefícios do meio suporte no reator, pois a maior remoção da matéria orgânica ocorreu no início do reator anaeróbio.

A Tabela 3.11, organizada pelo autor desta tese, constitui uma compilação dos artigos anteriormente, citados referentes aos trabalhos publicados em que foram utilizados reatores anaeróbios híbridos.

Volume	Temp	Tipo	Recheio	Recheio	Recheio	тсо	TDH	DQO	% remoção	Autor
(L)		Afluente	m aterial	tipo	% de suporte	kgdqo.m ⁻³ .d ⁻¹	hora	afl	DQO	
4,25	27	sintético (açucar)	plástico	anéis	33	10;20;35	13	2500	96	Guiote Berg 1984
4,35	35	sintético (açucar)	plástico	anéis	33	32	7,6		68	Samsom et al 1984
4,3	27-29	sintético (açucar)	plástico	anéis	25			10000	96	Guiot et al. 1986
4,3	27-29	sintético (açucar)	plástico	anéis	25			5600	96	Guiot et al. 1986
4,3	27-29	sintético (açucar)	plástico	anéis	25			2500	96	Guiot et al. 1986
17	30	esgoto sanitário	polipropileno	m ini anéis	49	20	12		67	Reynolds e Colleran 1986
17	30	esgoto sanitário	polipropileno	mini anéis	22	20	12		80	Reynolds e Colleran 1986
17	30	esgoto sanitário	polipropileno	m ini anéis	49	10	24		87	Reynolds e Colleran 1986
17	30	esgoto sanitário	polipropileno	m ini anéis	22	10	24		83	Reynolds e Colleran 1986
22,7	35	sintético (açucar)		fluxo cruzado	29	3,3-16,6	36 - 7,2		95-70	Kennedy et al.1989
22,7	35	sintético (açucar)		randomico	29	3,3-16,6	36 - 7,2		95-70	Kennedy et al. 1989
30	37	chorum e		anéis <i>raschi</i> g		6	48	3168	90	Iza et al. 1992
24	35	Sintético (Sacarose / Glicose)	polipropileno	anéis tipo <i>Pall</i>	3	8	48		95	Craveiro 1994
24	35	Sintético (Sacarose / Glicose)	polipropileno	anéis tipo <i>Pall</i>	10	8	48		93	Craveiro 1994
24	35	Sintético (Sacarose / Glicose)	polipropileno	anéis tipo <i>Pall</i>	30	8	48		94	Craveiro 1994
3,2	20	sintético (celulose)	Vinylidene chloride	anéis			24	600	75	Miyahara et al.1995
2	35	Efluente de processam ento de óleo virgem		anéis C <i>lay</i>	33	5,1	11	8000	76,2	Borja et al. 1995
1,3	32	sintético (açucar)	poliurtano	cubos		13,2	6			Gijzen et al. 1996
10	35	sintético (amonia + sulfato)	polím eto	partículas			14 - 84	20000		lm ai et al. 1998
3,84	13	esgoto sanitário	poliuretano	canudos verticais			8	456	64	Elmitwalli et al.1999
5	30	Efluente de destilaria	polipropileno	anéis Pall	30	36	6		80	Shivayogimath et al. 1999
7,85	35	sintético (Glicose)	plástico	anéis <i>raschi</i> g	20;40;60;75	1;24	6 -60	5000		W u et al. 2000
1100	37	Efluente de fibra de vidro	PVC conrrugado	anéis	26	1,85	7,6	14500	93	Fernandez et al. 2001
88	13	esgoto sanitário	poliuretano	canudos verticais	19		4	518	34	Elmitwalli et al. 2002
2,3	37	processamento de peixe	PVC conrrugado	anéis	35	1;6	70	3-13		Mosquera-Corral et al. 2002
50		sintético			55	1-10	12;24;48	5000	77;90	Buyukkamaci et al. 2002
575	18	Esgoto sanitário concentrado	plástico	canudos verticais			60	3600	94	Elmitwalli et al. 2003
4900	26-30	Esgoto sanitário	escoria de alto forno	pedras	25		8,5		70,4	Stanford et al. 2003
5,3	28;20;14;10	Esgoto sanitário	plástico	anéis	3,5	10	3-24		82;72;60;38	Lew et al. 2004
5		efluente celulose	polietileno	cilindrico	30			11000	50-60	Ganjidoust et al. 2004
15,5		Efluente de destilaria	PVC	anéis	10	16	120	21000	79	Gupta et al. 2004

Tabela 3.11 – Quadro resumo das referências citadas anteriormente.

3.5 Considerações finais

Conforme relatado anteriormente, o reator UASB, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário, atinge eficiências de remoção de matéria orgânica da ordem de 50 a 75 % de DBO, ou seja, em condições de rotina operacional não atinge o mínimo preconizado na legislação brasileira no item que tange a remoção de matéria orgânica, necessitando, em muitos casos, um póstratamento.

A literatura indica resultados promissores ao uso do reator anaeróbio híbrido no tratamento de esgoto sanitário, alternativa esta ainda não devidamente estudada, utilizando reator em escala plena.

O uso do material suporte dentro do reator UASB poderá propiciar a aderência microbiana, no material suporte aumentando a eficiência de remoção de matéria orgânica, além disso, o recheio poderá reter uma parcela maior de sólidos biológicos dentro do reator aumentando o tempo de retenção celular da biomassa bacteriana.

O uso do material suporte na parte superior do reator poderá propiciar melhor estabilidade do sistema, além de diminuir a interferência da DQO afluente na DQO efluente do sistema.

Portanto, é proposta deste projeto testar a hipótese e comprovar os benefícios do uso do reator anaeróbio híbrido no tratamento de esgoto sanitário, como mais uma alternativa de tratamento e, também, proporcionar aumento de eficiência de remoção de matéria orgânica nos reatores anaeróbios de manta de lodo já existentes, com inclusão, se necessário, de material suporte.

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Descrição geral do experimento

Este capítulo descreve a estratégia metodológica adotada com vistas ao atendimento dos objetivos estabelecidos para esta pesquisa, incluídas a apresentação do sistema experimental, do planejamento das ações investigativas e dos métodos utilizados.

Para desenvolvimento deste projeto, foram construídos dois reatores, um UASB convencional, e outro híbrido, (com as mesmas dimensões internas), com a inclusão de material suporte sobre as calhas de coletas de gases. Em segunda etapa, foi inserido material suporte na zona de reação do UASB, transformando-o em reator híbrido modificado (UAHBmod).

Assim, o trabalho do doutorado foi dividido em duas etapas experimentais distintas (ETAPA I e ETAPA II). Na ETAPA I foram usados os reatores UASB e UAHB, foram operados nas mesmas condições operacionais, com intuito de compará-los. A ETAPA I foi subdividida em 4 fases, em cada fase era imposto, aos reatores, velocidades ascensionais médias diferentes (0,78 m.h⁻¹, 1,17 m.h⁻¹, 1,56 m.h⁻¹e 1,95 m.h⁻¹), mas mantendo o tempo de detenção hidráulica de 6 horas.

O aumento da velocidade ascensional foi conseguido por meio de recirculação do efluente, sendo utilizado um conjunto moto-bomba de 10 CV, que retornava o efluente do reator par o início do mesmo.

Na ETAPA II, após a colocação do material suporte na zona de reação do UASB, (tornando-o UAHBmod), deu-se início ao experimento. Nesta ETAPA, foram estudados o comportamento do reator UAHBmod frente a duas velocidades ascensionais impostas 0,78 m.h⁻¹, (Fase I) e 1,56 m.h⁻¹ (Fase II) mantendo o tempo de detenção hidráulica de 6 horas e o reator UAHB onde foi operado com tempo de detenção hidráulica de 4 horas em uma única fase (Fase I). A descrição detalhada das ETAPAS (I e II) encontram-se no item 4.4 - Procedimento experimental.

A FIGURA 4.1, apresenta um fluxograma simplificado das etapas experimentais e suas subdivisões.



FIGURA 4.1 – Fluxograma simplificado da parte experimental

4.2 Sistema experimental - generalidades

O sistema experimental foi construído nas dependências do *Campus* I da USP de São Carlos, SP como parte da Estação de Tratamento de Esgoto do Campus (FIGURA 4.2). O sistema consiste de dois reatores de seção quadrada com 2,0 m de lado e 4,7 m de altura útil, com volume total de 18,8 m³, cada unidade. Os reatores são dotados de bombas helicoidais de recirculação, de 10 CV cada, adequadas para viabilizar a variação da velocidade ascensional, em cada reator, sem variar o tempo de detenção hidráulica do reator.



FIGURA 4.2 – Fotografia do sistema experimental, mostrando os reatores a serem utilizados na pesquisa.

Os reatores foram alimentados com esgoto sanitário *in natura*, submetido a tratamento preliminar (gradeamento, caixa de areia e caixa de gordura). Após o tratamento preliminar, o esgoto era bombeado para um tanque pulmão e distribuído por gravidade aos reatores. O fluxograma simplificado do sistema é apresentado na FIGURA 4.3.



FIGURA 4.3 – Fluxograma simplificado do sistema experimental.

4.3 Construção dos reatores

Precedendo a construção dos reatores, foi elaborado o projeto executivo composto dos seguintes projetos: hidráulica-sanitário, eletromecânico, estrutural e sistema de automação.

O reator UASB foi projetado com critérios convencionais, de acordo com os preceitos de Lettinga *et al.* (1980), (FIGURA 4.4). O reator UAHB foi projetado com as mesmas dimensões do reator UASB, porém, dotado de material suporte no terço superior, sobre as calhas de coleta de gás. O reator

híbrido é mostrado na FIGURA 4.5a. Na segunda etapa, foi inserido material suporte no reator UASB, na zona de reação, que funcionará como leito fixo tornando-o reator híbrido modificado - reator UAHB_{mod} (FIGURA 4.5 b). Na Tabela 4.1 apresentam-se as principais características físicas dos reatores.







FIGURA 4.5 – Esquema a) Reator Anaeróbio Híbrido (UAHB) e b) Reator Anaeróbio Híbrido modificado (UAHBmod)

	UASB	UAHB	
Base do reator (m ²)	4,0	4,0	4,0
Altura útil do reator (m)	4,7	4,7	4,7
Volume total (m ³)	20,0	20,0	20,0
Volume útil (m ³)	18,8	18,8	18,8
Altura do suporte (m)		0,5	0,5
Volume do suporte (m ³)		2,0	2,0
Percentagem de suporte (%)		10,6	10,6

Tabela 4.1 – Principais características físicas dos reatores UASB, UAHB e UAHBmod.

Após a execução dessas obras, foram realizadas a impermeabilização dos reatores e, posteriormente, as montagens: hidráulicas (tubulação, válvulas, vertedores etc...); eletromecânicas (bombas etc...); elétricas (painéis); especiais (calhas de coleta de gás e calhas de coleta de efluente tratado) e de automação (medidores de temperatura, vazão afluente, vazão de gás e sistema supervisório de aquisição de dados).

4.3.1 Material suporte

No reator híbrido (UAHB), para o leito fixo (como material suporte) foram usados anéis de PVC corrugado de diâmetro de 2,54 cm por 5,00 cm de comprimento, aleatoriamente dispostos (FIGURA 4.6.a).



FIGURA 4.6 – (a) Material suporte do UAHB e (b) Material suporte do UAHB_{mod}

O material suporte foi colocado sobre o separador de fases, com volume de 2,0 m³, altura de aproximadamente 0,5 m, massa de aproximadamente 152 kg, resultando em relação de 10,6 % entre volume do material suporte e volume do reator.

No reator híbrido modificado (UAHB_{mod}) foi utilizado como material suporte "pellet" de eucalipto (eucalipto cortado), com dimensões aproximadas (5,0 x 4,0 x 2,0 cm³), aleatoriamente dispostos na parte inferior do reator (FIGURA 4.6b).

O material suporte foi colocado na zona de reação do reator, com volume de aproximadamente 2,0 m³, altura de aproximadamente 0,5 m, massa de aproximadamente 2.000 kg, resultando em relação entre volume de suporte pelo volume útil do reator de 10,6%.

4.3.2 Sistema de distribuição do afluente

O sistema de distribuição de fundo dos reatores possui 4 saídas direcionadas para o fundo do reator, (FIGURA 4.7) com intuito de promover boa distribuição do esgoto em toda a área da base do reator (4,0 m²) e por toda a manta de lodo, aprimorando a transferência de massa e a hidrodinâmica do reator.



FIGURA 4.7 – Vistas do sistema de distribuição de fundo dos reatores.

4.3.3 Pontos de coleta de amostras líqüidas

Foram implantados alguns pontos de coleta de amostras ao longo da altura do reator, com o intuito de se poder avaliar o desempenho ao longo da altura do reator e a constituição de seu leito (FIGURA 4.8). A disposição dos pontos de coleta de amostras é apresentada na Tabela 4.2.



FIGURA 4.8 – fotografia das tomadas de coleta. a) Afluente e Recirculação; b)Pontos de Amostragem; c) Caixa do efluente do reator.

Pontos de Coleta	Posicionamento	Local da coleta
AFL	Afluente do reator	Vertedor de entrada
P0	Fundo do reator	Registro de esfera
P1	1,4m do fundo do reator	Registro de esfera
P2	2,0m do fundo do reator	Registro de esfera
P3	2,8m do fundo do reator	Registro de esfera
REC	3,8m do fundo do reator	Vertedor de recirculação
EFL	4,7m do fundo do reator	Caixa do efluente do reator

Tabela 4.2 -	Posicionamento	dos	pontos d	le amos	stragens	do reator

4.3.4 Sistema de recirculação do efluente

O sistema de recirculação do efluente é composto de dois conjuntos moto-bomba helicoidais de 10 CV cada da marca Whetherford, responsável

pelo bombeamento do efluente, que é coletado sobre as calhas de coleta de gás dentro dos reatores e conduzidos a caixa do afluente (FIGURA 4.8.a).

Cada conjunto moto bomba é ligado a conversor de freqüência marca WEG CFW-09, que possibilita a variação da velocidade do motor da bomba, e conseqüente variação da vazão de recirculo, com economia de energia elétrica.

4.3.5 Sistema de coleta de gás e selo hídrico

O sistema de coleta de gás é composto por duas calhas, de aço inox ASTM 316 (FIGURA 4.9); a borda inferior da calha foi posicionada à altura de 3,30 m do fundo do reator. As dimensões principais de cada calha são 1,90 m de comprimento, 0,66 m de largura e 0,46 m de altura

Essas calhas têm por finalidade separar e coletar os gases produzidos no reator e encaminhá-los para o selo hídrico. O Selo Hídrico foi projetado para manter pressão de gás de 1,5 mca, nas calhas de coleta do reator e, com isso, manter uma superfície de separação gás/líqüido e gás/sólidos dentro do reator.





FIGURA 4.9 – Fotografia da calha de coleta de gás (a); Fotografia do selo hídrico (b)

Para se medir a vazão de gás produzida nos reatores, foram dimensionados dois conjuntos de retificador laminar de fluxo, acoplados a um sistema de transdutor de pressão, para quantificar a perda de carga localizada.

Esses retificadores são utilizados como medidores de gás, pois para fluxo laminar a velocidade é proporcional à perda de carga.

O retificador laminar de fluxo e o sistema de medição de vazão de gás (transdutor de pressão) foram dimensionados e calibrados no laboratório de Engenharia Térmica e Fluído da EESC/USP (FIGURA 4.10).





b)

FIGURA 4.10 – Fotografia do sistema de medição de vazão de gás (a); e do transdutor de pressão (b)

4.3.6 Tomada para coleta e determinação da composição dos gases

Um ponto de coleta foi instalada na linha de gás, para coleta de amostras e posterior análise de CH₄, CO₂ e ar. Os gases foram coletados por meio de dispositivo de coleta de gás, e transportado ao laboratório de processos biológicos da EESC / USP para determinação de sua composição.

A composição de biogás com base nos gases CH_4 , CO_2 e Ar, gerados no processo pela degradação anaeróbia foi determinada por cromatografia gasosa, utilizando cromatógrafo Gow–Mac com detector de condutividade térmica e coluna Poropack Q (2mx1/4" – 80 – 100 mesh), com gás hidrogênio como gás de arraste. O sistema composto pelos medidores analisadores de gás TESTO 350 com célula eletroquímica e TESTO 454, foi usado para medição da concentração de H₂S e interface com o usuário, respectivamente. Este sistema foi utilizado para a avaliar a concentração do H₂S no espaço entre o nível do líqüido e a tampa do reator.

4.3.7 Sistema supervisório de aquisição de dados

Um sistema supervisório de aquisição de dados foi desenvolvido para os reatores, para monitorar "on line" as seguintes variáveis: temperatura do ar, temperatura do líqüido, vazão afluente do reator e produção de gás do reator. O fluxograma de ligações e aquisições de dados do sistema supervisório bem como a interface com o usuário pode ser observado na FIGURA 4.11.





Pelo programa de interface com o usuário do sistema supervisório, é possível visualizar-se, *on line*, os gráficos plotados (temperatura do ar, temperatura do líqüido, vazão afluente do reator e produção de gás do reator) e, ainda, determinar o intervalo de tempo de coleta de dados. O programa

armazena os dados coletados no computador em arquivo de extensão "txt", que pode ser importado para diversos programas em ambiente Windows.

4.4 Procedimento experimental

Após a construção, os reatores foram completados com água para realização dos testes de estanqueidade, hidrostáticos e de bombeamento, com intuito de serem levantadas as curvas das bombas e ser mais criteriosamente avaliada a operação do reator, na prática.

Os reatores foram inoculados com lodo anaeróbio oriundo de reatores UASB da Estação de Tratamento Flores – Rio Claro / SP. Foram aplicados volume de 4 m³ (21 % do volume útil) em cada reator.

Na busca para alcançar os objetivos propostos, a avaliação dos desempenhos dos reatores foi dividida em 2 ETAPAS (I e II); cada ETAPA subdividida nas seguintes fases:

<u>ETAPA I – Fase I</u> - Esta fase compreendeu do inicio de operação dos reatores UASB e UAHB, até o alcance do equilíbrio dinâmico aparente, que foi constatado e estabelecido no 80⁰dia de operação. Nesta fase, os reatores foram operados com vazão de aproximadamente 3,13 m³.h⁻¹, velocidade ascensional de 0,78 m.h⁻¹ e TDH de 6 horas. Nesse período, os reatores foram avaliados por meio de 4 perfis de amostragens temporal (coletas de 3 em 3 horas das 7:00 as 22:00 do dia) e 1 perfil de amostragem espacial (ao longo do reator).

<u>ETAPA I – Fase II</u> - Esta fase compreendeu do 87^odia até o 115^odia de operação. Os reatores foram operados com vazão de aproximadamente 3,13 m³.h⁻¹, vazão de recirculação de 1,56 m³.h⁻¹, velocidade ascensional de 1,17 m.h⁻¹ e TDH de 6 horas. Nesse período, os reatores foram avaliados por meio de 2 perfis de amostragens temporal e 2 perfis de amostragem espacial.

<u>ETAPA I – Fase III</u> - Esta fase ficou compreendida do 116⁰dia até o 144⁰dia de operação. Nessa fase, os reatores foram operados com vazão de aproximadamente 3,13 m³.h⁻¹, vazão de recirculação de 3,13 m³.h⁻¹, velocidade ascensional de 1,56 m.h⁻¹ e TDH de 6 horas. Nesse período, os reatores foram avaliados por meio de 2 perfis de amostragens temporal e 2 perfis de amostragem espacial.

<u>ETAPA I – Fase IV</u> - Esta fase ficou compreendida do 145^o dia até o 200^odia de operação. Nessa fase, os reatores foram operados com vazão de aproximadamente 3,13 m³.h⁻¹, vazão de recirculação de 4,7 m³.h⁻¹, velocidade ascensional de 1,95 m.h⁻¹ e TDH de 6 horas. Nesse período os reatores foram avaliados por meio de 2 perfis de amostragens temporal e 2 perfis de amostragem espacial.

Na Tabela 4.3, pode ser observado um resumo das fases adotadas na ETAPA I para a operação dos reatores UASB e UAHB.

Tabela	4.3	_	Resumo	experimental	da	ETAPA	I	para	os	reatores	UASB	е
UAHB.												

FASE	Dia	Razão de	TDH	Velocidade	N ⁰ de pe	erfis de
	de	Recirculação		Ascensional	Amostragens	s realizadas
	operação	(%)	(h)	(m. h ⁻¹)	Temporal	Espacial
I	0 a 87	0	6	0,78	3	1
П	88 a 115	50	6	1,17	2	2
III	116 a 144	100	6	1,56	2	2
IV	145 a 200	150	6	1,95	2	2

Após a ETAPA I, foi realizada a caracterização hidrodinâmica dos reatores UASB e UAHB para as fases supracitadas, com velocidades de 0,78 m.h⁻¹, 1,17m.h⁻¹, 1,56 m.h⁻¹ e 1,95 m.h⁻¹.

Após este período, teve início a ETAPA II, com a colocação do material suporte na zona de reação do reator UASB, transformando-o em reator híbrido modificado (UAHBmod). Esta ETAPA foi dividida em 2 fases, assim estipuladas:

<u>ETAPA II – Fase I</u> - O reator UAHBmod foi operado com TDH de 6 h e vazão afluente de 3,13 m³.h⁻¹, até alcançar o estado de equilíbrio dinâmico aparente. O reator UAHB foi operado com TDH de 4 horas e vazão afluente de 4,7 m³.h⁻¹, até alcançar o estado de equilíbrio dinâmico aparente.

<u>ETAPA II – Fase II</u> - O reator UAHBmod foi operado com TDH de 6 h, vazão afluente de 3,13 m³.h⁻¹ e vazão de recirculação de 3,13 m³.h⁻¹. Após a ETAPA II, foi realizado o ensaio hidrodinâmico do reator UAHBmod referente às fases supracitadas.

Portanto, nesta segunda etapa (ETAPA II) pode-se avaliar como se desenvolveu o período de partida, estabelecimento do estado de equilíbrio dinâmico aparente e a influência da recirculação do reator UAHBmod em comparação com o reator UASB e UAHB. Além disso, foi possível avaliar o efeito da diminuição do TDH e a influência do aumento da velocidade ascensional do Reator UAHB. Na Tabela 4.4 pode-se observar a ETAPA II com os procedimentos a serem adotados para o reator UAHBmod e UAHB respectivamente.

Fase	Dia	Razão de	TDH	Velocidade	N ⁰ de Pe	erfis de
/ Reator	de operação	Recirculação		Ascensional	realiza	agens adas
UAHB _{mod}	operação	(%)	(h)	(m. h ⁻¹)	Temporal	Espacial
I	0 a 53	0	6	0,78	2	2
Ш	54 a 67	100	6	1,56	1	1
UAHB						
I	0 a 53	0	6	0,78	2	2

Tabela 4.4 – Resumo experimental da ETAPA II para o reator UAHBmod e para o reator UAHB

4.5 Monitoramento físico-químico

A avaliação do comportamento operacional dos reatores foi realizada por determinações físicas e físico-químicos, com monitoramento sistemático dos parâmetros operacionais, compreendendo a determinação da vazão afluente, vazão de recirculação, leitura das temperaturas (ambiente e reator) e coleta de amostras por meio de perfis de amostragens temporais e de amostragens espaciais.

No perfil de amostragem temporal, as amostras da fase líquida do reator, (afluente e efluente) foram coletadas de 3 em 3 horas, durante período compreendido entre 7:00 e 22:00h do dia; foram analisados as seguintes variáveis: Demanda Química de Oxigênio (DQO) de amostras brutas e filtradas, sólidos totais (ST), sólidos em suspensão total (SST), sólidos em suspensão volátil (SSV), alcalinidade total e parcial, ácidos voláteis e pH. Além dessas variáveis, foram coletadas amostras compostas (de mesma alíquota), e analisada, também, demanda bioquímica de oxigênio (DBO), nitrogênio total kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-Amon), fósforo(P), Sulfato, Sulfeto e metais (Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu e Cr).

No perfil de amostragem espacial (amostras ao longo da altura do reator), foram analisados os seguintes parâmetros: DQO de amostras filtradas, ST, SST, SSV, alcalinidade total e parcial, ácidos voláteis e pH.

As análises físico-químicas das amostras da fase líquida (afluente e efluente) foram realizadas no LPB - SHS / USP. As análises e os respectivos métodos expeditos encontram-se sintetizadas na Tabela 4.5.

Ao final de cada etapa, antes da mudança operacional de aumento da vazão de recirculação, foram realizadas coletas de amostras programadas na amostragem de perfil ao longo do tempo; coletas de amostras (afluente e efluente) do reator durante período de 7:00 às 22:00 h de operação.

Variável	Método de Analise	Método Nº	Referência
Vazão	Vertedor triangular		
	Medidor Ultrasônico		
Temperatura	Termopar		
рН	Potenciométrico	4500_H⁺	APHA,1998
Alcalinidade	Titulométrico		Dilallo e Albertson, 1961
			modificado por Rypley et
			<i>al</i> .1986.
DQO	Espectrofotométrico	5220_D	APHA,1998
DBO	Titulométrico	5210_B	APHA,1998
Sólidos Totais	Gravimétrico	2540_E	APHA,1998
Sólidos Suspensos	Gravimétrico	2540_G	APHA,1998
Ácidos Voláteis	Titulométrico		Dilallo e Albertson, 1961
N-NTK	Titulométrico	4500_N _{ORG}	APHA,1998
N-AMON	Titulométrico	4500_NO3 ⁻	APHA,1998
Fósforo	Espectrofotométrico	4500_P	APHA,1998
Sulfato	Espectrofotométrico	4500_SO42-	APHA,1998
Metais	Espectrofotômetro de Ab	osorção Atômica	
Gases	Cromatografia gasosa		

Tabela 4.5 – Variáveis de monitoramento físico-químico, e metodologia de analise

4.6 Exames microbiológicos

4.6.1 Exames Microscópicos

Os exames microbiológicos de amostras da manta de lodo dos reatores foram realizados por microscopia ótica comum, de contraste de fase e fluorescência com microscópico LEICA DMLB, sistema de câmera digital Optronics e *software Image Pro-Plus* versão 4.5.0 utilizado para a aquisição das imagens, no LPB-SHS/USP O uso desse equipamento possibilitou que fossem captadas as imagens e registrados os tipos morfológicos presentes nas amostras.

4.6.2 Atividade metanogênica específica e análise da comunidade microbiana

Ao final de cada etapa operacional, foram realizados testes de atividade metanogênica específica do lodo dos reatores, de acordo com metodologia descrita por De Zeeuw e modificada por Araújo (1994).

O Exame da comunidade microbiana foi realizado por meio das técnicas PCR *polymerase chain reaction* e DGGE *denaturing gradient gel eletrophoresis* no LPB / EESC/ USP, em conjunto com a doutora Isabel Sakamoto do LPB.

A técnica de PCR/DGGE inicia-se com a extração dos ácidos nucléicos. Pode ser realizada a partir de amostras de células cultivadas ou não-cultivadas. Após a extração, os ácidos nucléicos são amplificados diretamente pela técnica de PCR e os fragmentos de DNA são separados pela técnica do DGGE.

A técnica do DGGE consiste na separação dos fragmentos do DNA de mesmo comprimento, mas com seqüências diferentes. A separação está baseada no decréscimo da mobilidade eletroforética da dupla hélice da molécula de DNA parcialmente fundida no gel de poliacrilamida, que contém gradiente linear desnaturante (mistura de uréia e formamida) (MUYZER *et al.*, 1993).

Essa metodologia foi utilizada no presente trabalho devido à facilidade que oferece na comparação entre as diversas estruturas de comunidades microbianas presentes nos reatores do estudo, diante de perturbações ambientais e ou operacionais, em escala temporal.

As amostras foram coletadas na manta de lodo dos reatores, principalmente antes de serem realizadas modificações operacionais.

4.7 Cálculo dos parâmetros operacionais

4.7.1 Estimativa da massa de lodo no reator

Para a determinação da massa de lodo no reator presente na zona de reação utilizou-se o perfil de concentração de lodo em função da profundidade, sendo esse linearizado, isto é, o volume do reator foi dividido em camadas imaginárias conforme indicado pela equação 4.1:

$$M_{L} = A \sum_{N=1}^{N} H_{N} . C_{N}$$
(4.1)

em que:

M_L : massa de lodo no reator (gSTV)
 A: área da seção transversal do reator (m²)
 H_n: altura da camada de lodo (m)
 C_n: concentração de lodo na camada (gSTV.m⁻³)

4.7.2 Estimativa do tempo retenção celular

A estimativa do tempo de retenção celular nos reatores UASB e UAHB foram realizados mediante a aplicação do conceito desse parâmetro para os sistemas de tratamento de esgoto cuja definição é a seguinte:

 $TRC = \frac{\text{massa de lodo no reator}}{\text{massa de lodo que deixa o reator por dia}}$ (4.2)

4.7.3 Estimativa da produção de lodo

A produção de lodo no reator foi calculada a partir dos dados de perfis de temporais realizados durante a operação do reator na ETAPA I. Essa variável foi determinada pela equação:

$$Y_{DQOrem} = \left(\frac{(Qefl.Xefl.Dias) + (Qdescarte.Xdescarte)}{Qafl.(DQOafl - DQOefl).Dias}\right)$$
(4.3)

No presente trabalho, algumas considerações são importantes de serem apresentadas tais como: não foi descartado lodo na ETAPA I, (Qdescarte = 0), a vazão afluente é igual à vazão efluente. Portanto a equação fica:

$$Y_{DQOrem} = \left(\frac{(Xefl)}{(DQOafl - DQOefl)}\right)$$
(4.4)

em que:

YDQOrem: Coeficiente de produção total de sólidos (gSST.gDQOrem⁻¹) Xefl : Concentração de sólidos totais efluentes (gSST.L⁻¹) DQOafl : Concentração de DQO afluente (gDQO.L⁻¹) DQOefl: Concentração de DQO efluente (gDQO.L⁻¹)

4.7.4 Fracionamento da matéria orgânica em termos de DQO.

Para o fracionamento da matéria orgânica em DQO foi usada a metodologia apresentada por Cavalcanti et al. (2002), que apresenta o fracionamento do material orgânico em DQO, avaliando três frações, a saber: fração de matéria orgânica presente no efluente (mSe), fração da matéria orgânica convertida em lodo (mSx) e fração da matéria orgânica digerida a metano (mSd). Para o cálculo das frações foram utilizadas as equações 4.5; 4.6 e 4.7.

$$mSe = \frac{DQOefl_{FILTRADA}}{DQOafl}$$
(4.5)

$$mSx = \frac{\left(DQOefl - DQOefl_{Filtrada}\right)}{DQOafl}$$
(4.6)

$$mSd = 1 - mSe - mSx \tag{4.7}$$

em que:

mSe:Matéria orgânica presente no efluente (admensional); mSx: Matéria orgânica convertida em lodo (admensional); mSd: Matéria orgânica digerida a metano (admensional); DQOafl : DQO afluente (gDQO.L⁻¹); DQOefl: DQO efluente (gDQO.L⁻¹); DQOefl fil: DQO efluente de amostras filtradas (gDQO.L⁻¹).

4.8 Caracterização hidrodinâmica

O estudo hidrodinâmico dos reatores UASB e UAHB foi realizado ao final da ETAPA I, com aplicação, nos reatores, de diferentes velocidades ascensionais (0,78 m.h⁻¹; 1,17 m.h⁻¹; 1,56 m.h⁻¹e 1,95 m.h⁻¹).

Os estudos foram realizados com a aplicação do traçador Eosina Y na forma tipo pulso na entrada dos reatores. Amostras do efluente dos reatores foram coletadas a cada 30 min, durante 18 horas (3 vezes o TDH dos Reatores) e suas medidas de concentração foram realizadas por meio de análise de absorbância (I = 516 nm) no espectrofotômetro Hach 2000. Com esses dados foi construída a curva da concentração em função do tempo, que foi ajustada de acordo com metodologia descrita por LEVENSPIEL (2000).

Após obtenção dos perfis de concentração dos traçadores, foram aplicados os modelos uniparamétricos propostos por LEVENSPIEL (2000), apresentados na Tabela 4.6.

MODELO	PARÂMETRO	EQUAÇÃO				
Dispersão de		$1 \qquad \left[(1 \circ)^2 \right]$				
pequena	$\sigma_{\Theta}^2 = 2 \left(\frac{\mathbf{D}}{\mathbf{u} \mathbf{L}} \right)$	$E_{\Theta} = \frac{1}{2 \sqrt{\pi (\mathbf{D}/\mu L)}} \exp \left[-\frac{(1-\Theta)}{4(\mathbf{D}/\mu L)}\right]$				
intensidade	()	$2 \cdot \sqrt{n \cdot (\mathbf{p}/\mathbf{u},\mathbf{r})} \left[- \left(\mathbf{p}/\mathbf{u},\mathbf{r} \right) \right]$				
Dispersão de						
grande	(-)	$\begin{bmatrix} 1 & (1 & 0)^2 \end{bmatrix}$				
intensidade	$\sigma_{\Theta,ta}^2 = 2\left(\frac{\mathbf{D}}{\mathbf{u}\mathbf{I}}\right) + 8\left(\frac{\mathbf{D}}{\mathbf{u}\mathbf{I}}\right)$	$E_{\Theta,ta} = \frac{1}{2 \sqrt{\pi (\mathbf{D}/\mu L)}} \exp \left[-\frac{(1-\Theta)}{4 \Theta (\mathbf{D}/\mu L)}\right]$				
(tanque	(u.L) (u.L)					
aberto)						
Tanques de						
mistura	$1 \overline{\theta}_{h}^{2}$	$\mathbf{E} = \frac{\mathbf{N}(\mathbf{N}.\mathbf{\Theta})^{N-1}}{\mathbf{e}^{-N.\mathbf{\Theta}}}$				
completa em	$IN = \frac{1}{\sigma_{\Theta}^2} = \frac{1}{\sigma^2}$	$L_{\Theta} = \frac{(N-1)!}{(N-1)!}c$				
série						

Tabela 4.6 – Modelos hidrodinâmicos uniparamétricos de dispersão (Levenspiel,2000)
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Apresentação dos resultados

Neste, capítulo são apresentados os resultados e discussões geral das etapas mencionadas no capitulo 4, cujo delineamento foi dividido nos seguintes itens:

Caracterização do Esgoto Sanitário Operação do reator ETAPA I – Fase I Influência do aumento da velocidade ascensional (recirculação) no desempenho dos reatores – ETAPA I – Fases II, III e IV Caracterização hidrodinâmica Avaliação da comunidade microbiana Operação do reator ETAPA II - Fases I e II Balanço do material

É importante salientar que, neste trabalho, são apresentados gráficos, cujos pontos foram ligados por linhas. Essas linhas não representam qualquer tendência matemática, apenas ligam os pontos para melhor visualização dos resultados obtidos.

5.2 Caracterização do esgoto sanitário.

Os resultados da caracterização do esgoto sanitário foram obtidos em 13 campanhas de amostragem de perfis temporais realizadas durante a operação dos reatores; as análises foram feitas no período compreendido entre 26/07/2003 e 15/12/2004. Cabe aqui ressaltar que esses resultados são referentes ao afluente dos reatores, portanto, após o tratamento preliminar — gradeamento, caixa de areia e tanque de equalização do sistema.

Na FIGURA 5.1, apresentam-se as curvas referentes a algumas características do esgoto sanitário, obtidas pelas médias horárias (em função da hora do dia) das amostragens temporais do afluente do reator. Observam-se variações ocorridas nas seguintes variáveis; pH, alcalinidade total, DQO de



amostras brutas, DQO de amostras filtradas, concentração de sólidos totais e concentração de sólidos suspensos totais.

FIGURA 5.1 – Caracterização do esgoto sanitário (média horária) afluente dos reatores a) pH, b) alcalinidade total, c), DQO de amostras brutas, d) DQO de amostras filtradas, e) concentração de sólidos totais e f) concentração de sólidos suspensos.

Na Tabela 5.1 estão apresentados os resultados médios, desvio padrão, máximo e mínimo das características principais do esgoto sanitário afluente aos reatores.

VARIÁVEIS		ESG	DTO BRL	ТО	
	Ν	Х	DP	Min	Máx
рН	78			6,3	7,5
Alc Total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	78	212	75	54	347
DQO Total (mg.L ⁻¹)	78	566	216	98	1309
DQO Filtrada (mg.L ⁻¹)	78	339	156	34	931
DBO (mg.L ⁻¹)	13	307	103	176	497
DBO / DQO	13	0,5	0,2	0,3	0,8
ST (mg.L ⁻¹)	78	557	310	91	1373
STV (mg.L ⁻¹)	78	350	165	84	773
STF(mg.L ⁻¹)	78	207	145	7	600
SST (mg.L ⁻¹)	78	121	75	14	401
SSV (mg.L ⁻¹)	78	91	62	7	282
SSF(mg.L ⁻¹)	78	30	51	2	339

Tabela 5.1 – Resumo estatístico descritivo da caracterização do esgoto sanitário afluente aos reatores

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Min: valor mínimo; Máx: valor máximo.

Pode-se observar na Tabela 5.1 que o valor médio da de DQO foi de 566±216 mg.L⁻¹ e da DBO foi de 307±103 mg.L⁻¹, havendo uma relação entre as médias de DBO e DQO de 0,54, valor este, geralmente preconizados na literatura técnica científica, para o esgoto sanitário.

Na FIGURA 5.2 é apresentado o fluxograma da distribuição da concentração de sólidos do esgoto afluente aos reatores, que foi calculada sobre os resultados médios apresentados na Tabela 5.1.



FIGURA 5.2 – Fluxograma da distribuição percentual da concentração dos sólidos no afluente dos reatores

Na Tabela 5.2, são mostrados os valores típicos de algumas variáveis em esgoto sanitário, conforme refere a bibliografia técnica (METCALF & EDDY,2003).

Parâmetros		Esgoto San	itário
	Fraco	Médio	Forte
DQO Total (mg.L ⁻¹)	250	430	800
DBO (mg.L ⁻¹)	110	190	350
ST (mg.L ⁻¹)	390	720	1230
STD (mg.L ⁻¹)	270	500	860
SDF (mg.L ⁻¹)	160	300	520
SDV (mg.L ⁻¹)	110	200	340
SST (mg.L ⁻¹)	120	210	400
SSF (mg.L⁻¹)	25	50	85
SSV (mg.L ⁻¹)	95	160	315

Tabela 5.2 – Características típicas de esgoto sanitário

Fonte: Metcalf & Eddy (2003)

Comparando-se os resultados da Tabela 5.1 com os dados da Tabela 5.2, pode-se notar que os valores referentes à DBO e DQO indicam que o esgoto sanitário em questão tem características que variam entre "médio" e "forte". A concentração dos sólidos, no entanto, revela que o esgoto objeto deste estudo pode ser considerado entre "fraco" e "médio"; contudo cabe aqui referir que o esgoto afluente aos reatores, já passou por tratamento preliminar (gradeamento, caixa de areia, poço de sucção e tanque de equalização), o que pode comprovar a percentagem de sólidos suspensos totais afluente ao sistema, que segundo a classificação de METCALF & EDDY, 2003 deveria ser entorno de 30%.

Portanto, pode-se considerar que o esgoto sanitário em questão tem características que variam entre "médio" e "forte" (segundo a classificação de METCALF & EDDY, 2003).

Isso provavelmente decorre, do fato de a rede coletora receber contribuições dos laboratórios da universidade, do restaurante universitário, do comércio e indústrias (área próxima ao Campus).

5.3 Início de operação

5.3.1 Procedimento de partida e inoculação

Com o intuito de minimizar o período dispendido para que o reator atingisse o estado de equilíbrio dinâmico aparente, foi decidido proceder a inoculação dos reatores. Optou-se, também, por iniciar operação em carga, ou seja, os reatores foram mantidos com vazão média de 3,1 m³.h⁻¹ e com tempo médio de detenção hidráulica de 6 horas.

Os reatores foram inoculados com 4 m³ de lodo (cada), oriundo de reatores UASB da Estação de Tratamento de Esgoto Flores – Rio Claro /SP. Quando da chegada do lodo, com o intuito de caracterizar o inóculo, foram realizadas algumas análises de laboratório, como: sólidos, atividade metanogênica específica, exames microscópicos das morfologias predominantes e análise da comunidade microbiana pela técnica do DGGE, que será apresentada no item 5.8, com intuito de avaliar o lodo de inóculo, ressalva-se que estas análises eram meramente exploratória, pois era o único inóculo disponível.

O inóculo tinha característica floculenta, com concentração de sólidos totais da ordem de 17,8 g.L⁻¹; deste valor, 62 % eram voláteis e 38% fixos. No ensaio de atividade metanogênica específica, foi determinado valor médio de 0,02gDQO-CH₄.gSSV⁻¹·d⁻¹, esse valor comparado com a literatura técnica cientifica, indica lodo com baixa atividade metanogênica específica.

O exame microscópico das amostras do inóculo foi realizado levando em conta as características dos tipos microbianos presentes e que são descritos nas literaturas técnica e científica. Foram analisados inúmeros campos, essas fotomicrografias apresentadas são apenas uma amostra das morfologias predominantes (FIGURA 5.3).



FIGURA 5.3 – Fotomicrografia de amostra do inóculo a) Arquea metanogênica semelhante a *Methanosaeta* sp. e nanobacterias b) aglomerado de células c) filamentos e bacilos d) espiroquetas , bacilos com extremidade arredondadas, coco bacilos e bacilos e) bacilos f) aglomerado de cocos metanogênicos.

Nas amostras de inóculo analisadas, as seguintes morfologias foram predominantes: cocobacilos; cocos metanogênicos; bacilos em pares; bacilos curvos; bacilos com extremidade arredondadas, Arquea metanogênica semelhante a *Methanosaeta* sp. nanobactérias, bactérias filamentosas e espiroquetas.

5.3.2 Principais problemas enfrentados e soluções adotadas

No inicio de operação dos reatores, foram detectados alguns problemas operacionais, como: dificuldades de obtenção de vazão constante e medição da vazão afluente; desnível das calhas de coleta de efluente; dificuldade na medição da vazão de gás produzido e limpeza do sistema de gradeamento, caixa de areia e poço de sucção.

Este item tem por finalidade, destacar os principais problemas enfrentados e soluções adotadas, durante a etapa de operação dos reatores, com o intuito de e somente de, alertar as futuras pesquisas e os respectivos pesquisadores.

<u>Dificuldade de obtenção de vazão constante</u>. Este problema foi ocasionado pelo fato de a dimensão da tubulação afluente e a válvula borboleta para regular a vazão do reator terem 4" (110 mm), com conseqüente abertura mínima da válvula, para obter-se a vazão esperada; entretanto, o esgoto sanitário é rico em sólidos que foram depositando na abertura da válvula, obstruindo-a e aumentando a perda de carga, diminuindo, também a vazão afluente, até o completo entupimento, sendo necessário desobstruir a tubulação quase que diariamente.

Para tentar sanar este problema, foi realizada uma derivação da tubulação de 4", com nova tubulação de 1" (32 mm) e válvula de 1" (32 mm) que permanecia quase totalmente aberta, para diminuir sua obstrução (FIGURA 5.4). Após esta modificação a obstrução passou a ocorrer quase quinzenalmente; então operacionalmente como medida preventiva, passou-se a proceder limpeza da tubulação a cada 2 ou 3 dias.

Para limpeza da tubulação de 1"(32 mm), simplesmente abria-se totalmente a válvula de 4" (110 mm) e fechava-se rapidamente, provocando o golpe de Aríete e, com isso, ocorria a desobstrução do ramal de 1" (32 mm).



FIGURA 5.4 – Vista da tubulação afluente do reator de 4" e o ramal de 1"

<u>Medição de vazão afluente.</u> Inicialmente era realizada por meio de leitura direta em vertedor triangular. Após aproximadamente 100 dias de operação, foi instalado o medidor ultra-sônico, com aquisição de dados diretamente no computador; a partir dessa instalação ficou muito mais fácil visualizar a vazão afluente dos reatores (FIGURA 5.4).

<u>Sistema de medição da vazão de gás.</u> Quando do dimensionamento do sistema de medição de vazão de gás, foi realizada uma estimativa da produção de gás, em função da degradação anaeróbia da matéria orgânica, de acordo com a estequiometria e considerando um reator com eficiência de remoção de matéria orgânica de 70% em DQO; corrigindo a temperatura para 25⁰C obteve-se vazão de biogás "teórica" de aproximadamente 800 L.h⁻¹. A partir deste dado, dimensionou-se o sistema de medição para vazão de 500 L.h⁻¹— principalmente devido à perda de gás junto ao efluente. A vazão de gás real medida atingiu o máximo de 250 L.h⁻¹. Portanto, foi necessário redimensionar-se o sistema de medição de gás.

Sistema de Gradeamento e Caixa de Areia. O Tratamento preliminar da ETE é composto de: gradeamento, caixa de areia, calha *Parshall*, poço de sucção e elevatória de esgoto, constitui de uma das principais fontes de problemas operacionais enfrentados durante o desenvolvimento desta pesquisa, principalmente devido à falta de funcionário, que fizesse a limpeza do sistema e ajudasse na manutenção da estrutura montada. O principal problema no tratamento preliminar resultou do fato de que todo resíduo alimentar deixado nas bandejas dos usuários do restaurante ser "triturado" e lançado na rede de coleta de esgoto do *campus* universitário, e encaminhado a ETE.

Na ETE, grande parte do resíduo fica retida na grade e na caixa de areia do sistema de tratamento (FIGURA 5.5). Se o material retido na caixa de areia, não for retirado, ele entrará em processo de digestão anaeróbia; com isso o pH diminui e a geração de odor da ETE aumenta. Portanto, era necessário proceder-se a limpeza periódica do gradeamento e da caixa de areia.

Na FIGURA 5.5.c observa-se a formação de placas de gordura que flutuam, as quais, com o passar do tempo interferem na chave-de-bóia (bóia de nível), acarretando leitura incorreta e, conseqüentemente, desarmando o sistema de leitura de nível no poço de sucção, não deixando a bomba entrar em funcionamento. Portanto também, necessita limpeza semanal.



FIGURA 5.5 – Foto do resíduo alimentar no tratamento preliminar da ETE: a) resíduo da grade b) caixa de areia vazia c) poço de sucção e d) caixa de areia completamente cheia de arroz.

5.4 Resultados da ETAPA I – Fase I

Nesse item, está abordado o período compreendido entre o inicio de operação do reator (26/07/2003) até atingir o equilíbrio dinâmico aparente, que ficou estabelecido no 80° dia de operação. Nesse período, foram realizados quatro perfis de amostragens temporais (24° ; 38° ; 73° e 80° dias de operação) e um perfil de amostragens espacial (87° dia de operação). Cabe referir que o perfil do 73° dia de operação foi interrompido devido às chuvas torrenciais no dia da coleta.

Após 24 dias de operação, foi realizado um perfil de amostragens temporal, para ser avaliado o desempenho do reator no inicio de operação. Na Tabela 5.3, estão apresentados os resultados; número de amostras coletadas, valores médios, desvio padrão e valores máximo e mínimo, obtidos durante o perfil de 15 horas, realizados após 24 dias de operação.

VARIÁVEIS	AFLUENTE						EFLUE	ENTE L	JASB			EFLU	ENTE L	JAHB	
	Ν	х	DP	Min	Máx	Ν	Х	DP	Min	Máx	Ν	Х	DP	Min	Máx
рН	6			6,6	7,4	6			6,1	6,5	6			6,3	6,8
Temperatura Liquido (°C)	6	22,6	0,7	21,5	23,1	6	21,7	0,6	21,2	22,8	6	22,0	0,4	21,5	22,6
Condutividade (µS.cm ⁻¹)	6	525	166	260	750	6	552	86	469	706	6	621	36	586	680
Potencial de Oxi-redução (mV)	6	-161	99	-280	-29	6	-225	73	-366	-149	6	-307	64	-375	-224
ALc ParciaL (mgCaCO3.L ⁻¹)	6	49	15	29	75	6	67	17	42	86	6	56	18	31	74
ALc TotaL (mgCaCO3.L ⁻¹)	6	113	37	67	170	6	154	22	121	189	6	137	28	106	171
ALc.Bicarbonato (mgCaCO3.L ⁻¹)	6	90	37	32	137	6	134	29	86	174	6	112	32	79	155
Acidos VoLáteis (mgHAC.L ⁻¹)	6	33	13	15	49	6	28	11	20	48	6	35	14	18	51
DQO TotaL (mg.L ⁻¹)	6	522	232	210	913	6	258	124	135	429	6	327	87	231	439
% remoção DQO TotaL							56					37			
DQO FiLtrada (mg.L ⁻¹)	6	402	195	166	753	6	168	57	84	240	6	258	58	193	337
DBO (mg.L ⁻¹)		359	(amostr	a compo	osta)		78	(amostr	a compo	sta)		257	(amostr	a compo	osta)
% remoção DBO							78					28			
ST (mg.L ⁻¹)	6	675	216	450	1050	6	517	223	250	750	6	842	462	450	1750
STV (mg.L ⁻¹)	6	308	233	0	700	6	200	155	0	450	6	467	414	200	1300
STF(mg.L ⁻¹)	6	367	129	250	600	6	317	234	0	600	6	375	147	150	550
SST (mg.L ⁻¹)	6	74	27	42	120	6	79	112	20	306	6	60	29	14	104
SSV (mg.L ⁻¹)	6	66	26	40	114	6	63	84	20	234	6	54	28	14	102
SSF (mg.L ⁻¹)	6	8	6	0	15	6	16	28	0	72	6	6	3	3	10

Tabela 5.3 – Resumo estatístico do perfil de 15 h do 24° dia de operação (ETAPA I – Fase I – TDH 6 h – Vasc 0,78 m.h⁻¹).

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Min: valor mínimo; Máx: valor máximo.

Na FIGURA 5.6, podem ser observadas variações temporais de pH, alcalinidade total, ácidos voláteis, condutividade, potencial de oxi-redução, DQO de amostras brutas, DQO de amostras filtradas e concentração de sólidos suspensos totais.



FIGURA 5.6 – Resultados do perfil de 15 h de amostragem temporal no reator, com 24 dias de operação (ETAPA I - fase I) a) pH, b) alcalinidade total, c) ácidos voláteis, d) Condutividade, e) Potencial de Oxi-redução, f)DQO de amostras brutas, g) DQO de amostras filtradas e h) concentração de sólidos suspensos totais.

Legenda: AFL: Afluente dos reatores; UASB: efluente do UASB; UAHB: efluente do UAHB.

Uma situação típica de instabilidade do processo de digestão anaeróbia ocorre quando há predominância da fermentação ácida sobre a fermentação metanogênica, refletindo-se em variações de pH, ácidos voláteis, alcalinidade, entre outros.

Como pode-se observar na FIGURA 5.6 e na Tabela 5.3 o pH variou: entre 6,6 e 7,4 no afluente dos reatores, entre 6,1 e 6,5 no efluente do reator UASB e entre 6,3 e 6,8 no efluente do reator UAHB, portanto em faixa aceitável para o processo anaeróbio.

Entretanto, observa-se naquela figura que ocorreu geração de alcalinidade nos reatores UASB e UAHB (FIGURA 5.6.b), a qual representa certo "equilíbrio dinâmico" entre as bactérias acetogênicas e Arqueas metanogênicas. É possível observar, por exemplo, que às 19h ocorreu diminuição da alcalinidade, possivelmente influenciada pela alta taxa de carregamento orgânico em DQO imposta ao reator às 13h (TDH de 6h). No entanto, neste mesmo período, não foi detectado aumento de ácidos voláteis haja vista que os ácidos voláteis manteve-se abaixo de 50 mg.L⁻¹, o que indica que os reatores absorveram a carga de choque.

Nota-se, ainda na FIGURA 5.6.e, que o potencial de oxi-redução apresenta-se negativo e com valores da ordem de -225±73 mmV (UASB) e -307±64 mmV (UAHB), indicando ambiente anaeróbio.

Dados sobre a DQO podem ser observadas na FIGURA 5.6.f. Nota-se que a DQO do efluente dos reatores resultou na faixa de 230±109 mg.L⁻¹ (UASB) e 327±87 mg.L⁻¹ (UAHB) relativamente alta para este tipo de reator tratando esgoto sanitário. Na FIGURA 5.6.h, observa-se perda de sólidos do reator (*wash-out*), após as 16:00 h no reator UAHB e 19:00 h no reator UASB; este fato pode indicar que a manta de microrganismos não estaria totalmente formada e adaptada ao sistema. — sabe-se que o sistema ainda não se encontra totalmente "desenvolvido".

Neste período, foi imposta aos reatores carga orgânica de

39,2 kgDQO.d⁻¹ e taxa de carregamento orgânico de 2,08 kgDQO.m⁻³d⁻¹, (calculadas em função das médias), obtendo-se eficiências de remoção em DQO , DBO e SST, de 56%, 78% e 0% no reator UASB e de 37%, 28% e 27% no reator UAHB, respectivamente.

Portanto, a adaptação do processo anaeróbio estava em desenvolvimento, mas ainda não atingira o equilíbrio dinâmico aparente.

Na Tabela 5.4, estão apresentados os resultados: número de amostras coletadas, valores médios, desvio padrão, valores máximos e mínimos, obtidos durante o perfil de 15 horas do 38⁰ dia de operação.

VARIÁVEIS	AFLUENTE						EFLUE	ENTE L	JASB			EFLU	ENTE l	JAHB	
	N	х	DP	Min	Máx	N	Х	DP	Min	Máx	Ν	х	DP	Min	Máx
pН	6			6,4	6,7	6			6,2	6,3	6			6,3	6,6
Temperatura Liquido (°C)	6	23,1	0,8	22,2	24,0	6	22,6	0,2	22,4	23,0	6	22,8	0,3	22,5	23,2
Condutividade (µS.cm ⁻¹)	6	549	119	360	678	6	485	48	432	557	6	554	41	519	613
Potencial de Oxi-redução (mV)	6	-234	78	-288	-76	6	-336	10	-354	-327	6	-281	47	-343	-209
ALc ParciaL (mgCaCO3.L ⁻¹)	6	24	11	12	36	6	56	6	50	63	6	49	5	44	57
ALc TotaL (mgCaCO3.L ⁻¹)	6	102	32	54	152	6	169	15	155	188	6	154	4	149	162
ALc.Bicarbonato (mgCaCO3.L ⁻¹)	6	67	29	35	120	6	139	27	116	174	6	120	18	101	139
Acidos VoLáteis (mgHAC.L ⁻¹)	6	50	16	27	75	6	43	19	16	58	6	47	23	17	76
DQO TotaL (mg.L ⁻¹)	6	479	162	196	685	6	211	62	168	331	6	227	26	196	263
% remoção DQO TotaL							56					53			
DQO FiLtrada (mg.L ⁻¹)	6	382	136	164	516	6	171	35	131	215	6	188	39	146	237
DBO (mg.L ⁻¹)		366	(amostr	a compo	osta)		111	(amostr	a compo	osta)		135	(amostr	a compo	ista)
% remoção DBO							70					63			
ST (mg.L ⁻¹)	6	500	219	150	750	6	542	252	300	1000	6	533	191	350	900
STV (mg.L ⁻¹)	6	275	242	0	600	6	167	194	0	500	6	125	104	0	250
STF(mg.L ⁻¹)	6	225	108	50	350	6	375	197	150	600	6	408	248	250	900
SST (mg.L ⁻¹)	6	82	53	24	172	6	32	14	12	48	6	42	29	12	86
SSV (mg.L ⁻¹)	6	70	46	24	150	6	24	12	8	38	6	38	26	8	78
SSF (mg.L ⁻¹)	6	12	12	0	32	6	8	6	0	14	6	5	4	0	10

Tabela 5.4 – Resumo estatístico do perfil de 15 h do 38° dia de operação (ETAPA I – Fase I – TDH 6 h – Vasc 0,78 m.h⁻¹).

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Min: valor mínimo; Máx: valor máximo.

Na FIGURA 5.7, podem ser observadas as curvas referentes ao perfil realizado com amostragem temporal, após 38 dias de operação; foram detectadas as seguintes variáveis: pH, alcalinidade total, ácidos voláteis,



condutividade, potencial de oxi-redução, DQO de amostras brutas, DQO de amostras filtradas e concentração de sólidos suspensos totais.

FIGURA 5.7 – Resultados do perfil de 15 h com amostragem temporal após 38 dias de operação (ETAPA I – Fase I) a) pH, b) alcalinidade total, c) ácidos voláteis, d) Condutividade, e) Potencial de oxi-redução, f)DQO de amostras brutas, g) DQO de amostras filtradas e h) concentração de sólidos suspensos totais.

Legenda: AFL: Afluente dos reatores; UASB: efluente do UASB; UAHB: efluente do UAHB.

Como pode ser verificado na FIGURA 5.7 e na Tabela 5.4, o pH se

manteve na faixa em torno de 6,5; portanto em situação aceitável para o processo anaeróbio. Ocorreu a geração de alcalinidade no processo e os ácidos voláteis se mantiveram com médias abaixo de 50 mg.L⁻¹.

Observa-se, também, que o potencial de oxi-redução se manteve eletronegativo, com média de -336±10 mV para o reator UASB e -287±47mV para o reator UAHB, que denota um sistema em anaerobiose.

Na FIGURA 5.7.f, pode-se notar a concentração da matéria orgânica, expressa por meio de DQO, que a DQO efluente ainda está em torno de 211±62 mg.L⁻¹ para o reator UASB e de 227±26 mg.L⁻¹ para o reator UAHB, ou seja, um pouco elevado para este tipo de reator, tratando esgoto sanitário.

Observando a concentração de sólidos totais no efluente dos reatores na Tabela 5.4, pode-se concluir que ainda ocorria arraste de sólidos do sistema (*wash-out*), pois a concentração de sólidos totais nos efluentes era maior que a do afluente. Entretanto, pode ser verificado na FIGURA 5.7.h que, na concentração média de sólidos suspensos totais, houve remoção de 58% no reator UASB e de 45% no reator UAHB; isso leva a crer que a manta de biomassa estaria mais desenvolvida e a adaptando-se as condições de operação.

Neste período, foram impostas carga orgânica de 35 kgDQO.d⁻¹ e taxa de carregamento orgânico de 1,9 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ (calculadas em função das médias) aos reatores, obtendo-se eficiências de remoção em DQO, DBO e SST de 56%; 70% e 58% no reator UASB e de 53%; 63% e 45% no reator UAHB, respectivamente.

Portanto, ao se comparar esse perfil com o anterior, nota-se que houve melhora na eficiência global de remoção dos reatores mas, certamente, os reatores ainda não tinham alcançado o estado de equilíbrio dinâmico aparente.

Após 80 dias de operação, os reatores começaram a apresentar boa estabilidade operacional. O pH se manteve entre: 6,3 e 6,9 no afluente dos reatores, 6,5 e 6,6 no efluente do UASB e 6,2 a 6,5 no efluente do UAHB, ocorrendo geração de alcalinidade a bicarbonato e baixo valores de ácidos

voláteis no efluente dos reatores UASB e UAHB, de 39±15 mg.L⁻¹ e de 36±22 mg.L⁻¹, respectivamente. O potencial de oxi-redução manteve-se eletronegativo, com valores médios de -288±13 mmV para o reator UASB e de -251±32 mmV para o reator UAHB (FIGURA 5.8).



FIGURA 5.8 – Resultados do perfil de amostragem temporal no reator, com 80 dias de operação (ETAPA I – Fase I) a) pH, b) alcalinidade total, c) ácidos voláteis, d) DQO de amostras brutas, e) DQO de amostras filtradas e f) concentração de sólidos totais.

Legenda: AFL: Afluente dos reatores; UASB: efluente do UASB; UAHB: efluente do UAHB.

Na Tabela 5.5, é apresentado o resumo dos resultados obtidos no perfil

de amostragem temporal realizado no período de 15 horas no 80º dia de operação dos reatores UASB e UAHB.

VARIÁVEIS	AFLUENTE						EFLU	ENTE L	JASB			EFLU	ENTE L	JAHB	
	Ν	Х	DP	Min	Máx	Ν	Х	DP	Min	Máx	Ν	Х	DP	Min	Máx
рН	6			6,3	6,9	6			6,5	6,6	6			6,2	6,5
Temperatura Liquido (°C)	6	24,2	0,7	23,0	25,0	6	23,7	0,9	23,0	25,5	6	23,4	0,3	22,9	23,8
Condutividade (µS.cm ⁻¹)	6	618	182	279	794	6	687	20	664	717	6	705	49	631	750
Potencial de Oxi-redução (mV)	6	-234	88	-295	-57	6	-288	13	-310	-271	6	-251	32	-273	-189
ALc ParciaL (mgCaCO3.L ⁻¹)	6	72	19	40	91	6	133	14	119	158	6	126	8	116	135
ALc TotaL (mgCaCO3.L ⁻¹)	6	127	33	72	170	6	198	14	186	223	6	203	14	186	228
ALc Bicarbonato (mgCaCO3.L ⁻¹)	6	85	30	32	115	6	170	18	150	198	6	178	22	145	203
Acidos VoLáteis (mgHAC.L ⁻¹)	6	59	11	45	77	6	39	15	17	64	6	36	22	12	77
DQO TotaL (mg.L ⁻¹)	6	895	231	610	1309	6	125	64	20	203	6	144	35	105	205
% remoção DQO TotaL							86					84			
DQO fiLtrada (mg.L ⁻¹)	6	465	261	167	931	6	104	27	68	136	6	104	15	87	121
DBO (mg.L ⁻¹)		410	(amostr	a compo	osta)		52	(amostr	a compo	sta)		37	(amostr	a compo	sta)
% remoção DBO							87					91			
SST (mg.L ⁻¹)	6	204	121	91	401	6	23	15	7	50	6	25	10	9	35
SSV (mg.L ⁻¹)	6	162	102	80	339	6	17	16	6	50	6	18	10	4	32
SSF (mg.L ⁻¹)	6	42	29	8	83	6	6	1	0	3	6	6	2	3	9
N-NTK (mgNTK.L ⁻¹)		59	(amostr	a compo	osta)		44	(amostr	a compo	sta)		44	(amostr	a compo	ista)
N-Amon (mgN.L ⁻¹)		32	(amostr	a compo	osta)		41	(amostr	a compo	sta)		43	(amostr	a compo	sta)
Fósforo (mg PO4.L ⁻¹)		22	(amostr	a compo	osta)		17	(amostr	a compo	sta)		18	(amostr	a compo	sta)
Sulfafo (mg.L ⁻¹)		28	(amostr	a compo	osta)		22	(amostr	a compo	sta)		11	(amostr	a compo	ista)
Sulfeto (mg.L ⁻¹)		0,28	(amostr	a compo	osta)		0,06	(amostr	a compo	sta)		0,05	(amostr	a compo	ista)
Zn (mg.L ⁻¹)		1,52	(amostr	a compo	osta)		nd	(amostr	a compo	sta)		nd	(amostr	a compo	sta)
Pb (mg.L ⁻¹)		nd	(amostr	a compo	osta)		nd	(amostr	a compo	sta)		nd	(amostr	a compo	sta)
Ni (mg.L ⁻¹)		0,01	(amostr	a compo	osta)		0,01	(amostr	a compo	sta)		0,01	(amostr	a compo	ista)
Fe (mg.L ⁻¹)		4,25	(amostra composta)				0,50	(amostr	a compo	sta)		0,24	(amostr	a compo	sta)
Mn (mg.L ⁻¹)		0,05	5 (amostra composta)				0,02	(amostr	a compo	sta)		0,02	(amostr	a compo	ista)
Cu (mg.L ⁻¹)		0,06	(amostra composta)				nd	(amostr	a compo	sta)		nd	(amostr	a compo	ista)
Cr (mg.L ⁻¹)		0,04	(amostr	a compo	osta)		0,02	(amostr	a compo	sta)		0,02	(amostr	a compo	sta)

Tabela 5.5 – Resultados do perfil temporal de 15 h no $80^{\underline{0}}$ dia de operação (ETAPA I – Fase I – TDH 6 h – Vasc 0,78 m.h⁻¹).

N : número de amostras ensaiadas

X : média

DP : Desvio padrão

nd : não detectado

Amostra composta: 6 amostras de igual volume misturadas e analisadas

O tempo médio de detenção hidráulica dos reatores foi mantido em $6,0\pm0,5$ h, a taxa média de carregamento orgânico foi de 69,2 kgO₂.d⁻¹ para cada reator; com eficiência média, em DQO de 84% e 85% e, em DBO de 87% e 91% respectivamente para o reator UASB e UAHB.

A remoção média de sólidos totais foi de 77% no reator UASB e 70% no

UAHB; a de sólidos suspensos voláteis, no UASB, foi de 98% e no UAHB de 93%. Com relação a essa variável (ST), o reator UASB teve desempenho superior ao observado no reator UAHB.

O nitrogênio presente no efluente dos reatores apresentaram-se, quase na totalidade, na forma amoniacal, o que facilita a remoção em unidade subseqüente. O fósforo teve remoção de 22% para o reator UASB e 18% para o reator UAHB, valores relativamente baixos, o que naturalmente acontece em sistemas anaeróbios.

Com os dados apresentados até o presente momento, mostram que os reatores UASB e UAHB encontravam-se em regime de equilíbrio dinâmico aparente; para alcançar esse patamar, a demora foi aproximadamente, de 80 dias de operação. Isso pode ser atribuído ao fato de os reatores terem sido inoculados, o que certamente reduziu o período de partida.

Na FIGURA 5.9, apresentam-se os resultados do perfil de amostragem espacial após 87 dias de operação dos reatores UASB e UAHB. Observa-se que, de maneira geral, os dois reatores apresentaram desempenho e estabilidade semelhantes, Pode-se notar que o pH se manteve próximo a 6,5 ao longo da altura dos reatores e com "geração" de alcalinidade, o que é natural em processo anaeróbio, (FIGURA 5.9.b).

Pode-se observar, também, que os ácidos voláteis encontra-se em patamares baixos, em torno de 29 mg.L⁻¹ para o UASB e de 25 mg.L⁻¹ para o UAHB (FIGURA 5.9.c), o que corresponde a um reator em equilíbrio dinâmico aparente. Na FIGURA 5.9.d, observa-se que a matéria orgânica expressa em DQO de amostra filtradas, é consumida, antes do primeiro ponto de amostragem, e, nos pontos subseqüentes mantém-se estável até a saída do reator.



FIGURA 5.9 – Resultados do perfil de amostragem espacial (ao longo da altura) no reator, com 87 dias de operação a) pH, b) alcalinidade total, c) ácidos voláteis, d) DQO de amostras filtradas.

De maneira geral, com os parâmetros operacionais adotados, ou seja, TDH médio de 6 h e velocidade ascensional média de 0,78 m.h⁻¹, o reator UAHB apresentou praticamente o mesmo desempenho de um reator UASB, principalmente pelo fato de a maior parcela da remoção da matéria orgânica ocorrer na parte inferior do reator, onde a atividade e a concentração microbianas são mais intensa. Fato este também relatado por Stanford e Kato (2003), porém com TDH médio de 8 h e velocidade ascensional de 0,5 m.h⁻¹.

5.5 Influência da velocidade ascensional no desempenho dos reatores – ETAPA I –Fases II, III e IV

5.5.1 Apresentação dos resultados

Após o estabelecimento do equilíbrio dinâmico aparente, os reatores foram operados com tempo médio de detenção hidráulica de 6 horas, mas com a aplicação de diferentes razões (Qr/Q) de recirculação 50%, 100% e 150%, que acarretam aumentos da velocidade ascensional para 1,17 m.h⁻¹; 1,56 m.h⁻¹ e 1,95 m.h⁻¹.

O aumento da velocidade ascensional — mediante recirculação de efluente, tem como objetivo a expansão do volume ocupado pela biomassa ao longo do reator, melhorando a transferência de massa e a hidrodinâmica do reator.

Esperava-se, prelo menos teoricamente, que o aumento da velocidade ascensional — dentro de certos limites — propiciasse maior retenção da biomassa pelo recheio na parte superior no UAHB, assim diferenciando-se do reator UASB no que tange o item eficiência de remoção de matéria orgânica.

Os resultados são apresentados em função do aumento da velocidade ascensional; em um primeiro momento será avaliada a influência do aumento da velocidade ascensional na operação do reator e, após, a comparação das eficiências em função dos aumentos das velocidades ascensionais.

Cabe aqui ressaltar que, para avaliar o efeito da velocidade ascensional nos reatores, como controle foram utilizados os dados referentes ao perfil temporal do 80⁰ dia de operação do reator e do perfil espacial realizado no 87⁰ dia de operação do reator, ocasião em que era o reator operado com tempo de detenção hidráulica de 6 horas e velocidades ascensionais de 0,78 m.h⁻¹, sem recirculação.

5.5.2 ETAPA I – Fase II

A ETAPA I - Fase II, foi iniciada no 88⁰ dia de operação e prolongou-se até o 115^o dia de operação. Nesse período, o reator foi operado com tempo médio de detenção hidráulica de 6,0±0,4 h e com velocidade ascensional média de 1,17m.h⁻¹, velocidade esta, conseguida por meio da vazão de recirculação imposta ao reator com razão de 50%.

Nesse período, o reator foi avaliado mediante dois perfis de amostragens temporais (108^{0} e 115^{0} dias de operação) e dois perfis de amostragens espaciais (102^{0} e 115^{0} dias de operação).

Na FIGURA 5.10, são apresentadas os dados sobre pH, alcalinidade total, ácidos voláteis, DQO de amostras brutas, DQO de amostras filtradas e concentração de sólidos suspensos totais, atribuídas ao perfil de amostragem temporal de 15 horas realizado no 108⁰ dia de operação



FIGURA 5.10 – Resultados do perfil de amostragem temporal no reator, com 108 dias de operação (ETAPA I – Fase II) a) pH, b) alcalinidade total, c) ácidos voláteis, d) DQO de amostras brutas, e) DQO de amostras filtradas e f) concentração de sólidos suspensos totais.

Legenda: AFL: Afluente dos reatores; UASB: efluente do UASB; UAHB: efluente do UAHB.

Na Tabela 5.6, é apresentado o resumo dos resultados obtidos no perfil de amostragem temporal, realizado no período de 15 horas no 108º dia de operação do reator. Nesse resumo encontram-se os: número de amostras coletadas, valores médios, desvio padrão, valores máximos e mínimos.

VARIÁVEIS		/	AFLUE	NTE			EFLU	ENTE l	JASB			EFLU	ENTE I	JAHB	
	N	Х	DP	Min	Máx	N	х	DP	Min	Máx	Ν	х	DP	Min	Máx
рН	6			6,5	6,8	6			6,3	6,7	6			6,3	6,5
Alc Parcial (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	140	24	114	179	6	240	20	218	273	6	236	14	223	263
Alc Total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	242	36	203	308	6	402	19	372	422	6	401	20	372	432
Alc Bicarbonato (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	204	37	166	270	6	378	19	347	400	6	384	18	359	413
Acidos Voláteis (mgHAC.L ⁻¹)	6	54	7	41	62	6	33	8	24	47	6	24	8	18	35
DQO Total (mg.L ⁻¹)	6	617	109	485	746	6	163	20	146	199	6	127	16	104	152
% remoção DQO Total							74					79			
DQO Filtrada (mg.L ⁻¹)	6	344	120	222	562	6	94	19	68	119	6	100	17	80	126
DBO (mg.L ⁻¹)		338	(amostr	a compo	osta)		46	(amostr	ra compo	ista)		28	(amosti	a compo	osta)
% remoção DBO							86					92			
ST (mg.L ⁻¹)	6	490	127	265	631	6	359	89	281	515	6	319	31	265	342
STV (mg.L ⁻¹)	6	401	153	188	576	6	197	75	88	285	6	170	54	118	259
STF (mg.L ⁻¹)	6	89	109	28	308	6	162	75	78	272	6	149	61	73	207
SST (mg.L ⁻¹)	6	123	68	43	234	6	43	18	15	62	6	20	12	11	43
SSV (mg.L ⁻¹)	6	108	59	39	201	6	37	15	14	50	6	19	11	9	39
SSF (mg.L ⁻¹)	6	14	10	4	33	6	6	4	1	12	6	1	2	0	4
Zn (mg.L ⁻¹)		0,00	(amostr	a compo	osta)		0,00	(amostr	ra compo	ista)		0,08	(amosti	a compo	osta)
Pb (mg.L ⁻¹)		0,14	(amostr	a compo	osta)		0,14	(amostr	ra compo	ista)		nd	(amosti	a compo	osta)
Ni (mg.L ⁻¹)		nd	(amostr	a compo	osta)		nd	(amostr	ra compo	osta)		0,02	(amosti	a compo	osta)
Fe (mg.L ⁻¹)		0,10) (amostra composta)				0,02	(amostr	ra compo	ista)		0,80	(amosti	a compo	osta)
Mn (mg.L ⁻¹)		2,50	(amostr	a compo	osta)		1,19	(amostr	ra compo	osta)		0,06	(amosti	a compo	osta)
Cu (mg.L ⁻¹)		0,09	(amostr	a compo	osta)		0,07	(amostr	ra compo	osta)		0,02	(amosti	a compo	osta)
Cr (mg.L ⁻¹)		0,06	(amostr	a compo	osta)		0,03	(amostr	ra compo	ista)		0,19	(amosti	a compo	osta)

Tabela 5.6 – Resultados do perfil temporal de 15 h no $108^{\underline{0}}$ dia de operação dos reatores (ETAPA I – Fase II – TDH 6 h – Vasc 1,17 m.h⁻¹)

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Min: valor mínimo; Máx: valor máximo.

Com o tempo total de 108 dias de operação, 10 dias após o início da recirculação, o reator continuava em estado de equilíbrio dinâmico aparente com geração de alcalinidade a bicarbonato e baixa valores de ácidos voláteis.

A comparação do perfil temporal do 108° dia de operação (FIGURA 5.9 e Tabela 5.6) com o perfil do 80° dia de operação (FIGURA 5.8 e Tabela 5.5), indica que houve maior geração de alcalinidade no sistema que em média passou de 170 ± 18 mgCaCO₃.L⁻¹ para 378 ± 19 mgCaCO₃.L⁻¹ no reator UASB e de 178 ± 22 mgCaCO₃.L⁻¹ para 384 ± 18 mgCaCO₃.L⁻¹ no reator UAHB; diminuição do valor médio de ácidos voláteis de 39 ± 15 mgHAc.L⁻¹ para 33 ± 8 mgHAc.L⁻¹ no reator UASB e de 36 ± 22 mgHAc.L⁻¹ para 24 ± 8 mgHAc.L⁻¹ no reator UAHB.

Também se constata que houve aumento da DQO do efluente do reator UASB de 125±64 mg.L⁻¹ para 163±20 mg.L⁻¹, em grande parte como conseqüência do aumento da concentração média de sólidos suspensos totais no efluente do reator UASB passando de 23±15 mg.L⁻¹ para 43±18 mg.L⁻¹.

No reator UAHB, ocorreu exatamente o contrário: menor concentração de sólidos e de matéria orgânica, em DQO, no efluente do reator, o que pode ter sido evitado pela retenção e aderência da biomassa no material suporte.

Na FIGURA 5.11, são apresentados os resultados do perfil de amostragem temporal de 15 h, realizado no 115⁰ dia de operação.



FIGURA 5.11 – Resultados do perfil de amostragem temporal no reator, com 115 dias de operação (ETAPA I – Fase II) a) pH, b) alcalinidade total, c) ácidos voláteis, d) DQO de amostras brutas, e) DQO de amostras filtradas e f) concentração de sólidos suspensos totais

Legenda: AFL: Afluente dos reatores; UASB: efluente do UASB; UAHB: efluente do UAHB.

Na Tabela 5.7, são apresentados o resumo estatístico referentes ao perfil de amostragens temporal de 15 horas no 115^{0} dia de operação

VARIÁVEIS		A	FLUEN	ITE			EFLU	ENTE U	JASB			EFLU	ENTE L	JAHB	
	Ν	Х	DP	Min	Máx	Ν	х	DP	Min	Máx	Ν	Х	DP	Min	Máx
рН	6			6,8	7,2	6			6,6	6,8	6			6,6	6,8
Alc Parcial (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	164	17	139	179	6	208	31	179	258	6	215	32	179	263
Alc Total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	261	51	179	308	6	322	49	273	392	6	333	43	298	397
Alc Bicarbonato (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	217	51	132	260	6	303	46	252	362	6	311	44	272	374
Acidos Voláteis (mgHAC.L ⁻¹)	6	55	20	18	77	6	27	8	18	41	6	32	2	30	35
DQO Total (mg.L ⁻¹)	6	516	253	98	891	6	100	28	77	139	6	118	38	71	163
% remoção DQO Total							81					77			
DQO Filtrada (mg.L ⁻¹)	6	318	151	34	474	6	79	14	56	97	6	83	40	49	155
DBO (mg.L ⁻¹)		176	(amostr	a compo	osta)		16	(amostr	a compo	ista)		16	(amostr	a compo	osta)
% remoção DBO							91					91			
ST (mg.L ⁻¹)	6	421	231	132	772	6	202	124	30	330	6	193	80	48	267
STV (mg.L ⁻¹)	6	312	228	132	764	6	124	114	0	273	6	126	44	48	171
STF (mg.L ⁻¹)	6	109	128	0	276	6	78	95	0	237	6	66	57	0	158
SST (mg.L ⁻¹)	6	105	45	24	151	6	19	5	12	25	6	26	12	12	39
SSV (mg.L ⁻¹)	6	79	50	14	137	6	18	5	12	25	6	25	11	12	37
SSF (mg.L ⁻¹)	6	7	6	0	12	6	1	1	0	1	6	1	2	0	4

Tabela 5.7 – Resultados do perfil de amostragens temporal no 115^{0} dia de operação (ETAPA I – Fase II – TDH 6 h – Vasc 1,17 m.h⁻¹)

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Min: valor mínimo; Máx: valor máximo.

Observa-se na FIGURA 5.11 e na Tabela 5.7 que os reatores continuavam mantendo o estado de equilíbrio dinâmico aparente, com pH entre 6,6 e 7,2 com alcalinidade média efluente de 303±46 mgCaCO₃.L⁻¹ para o reator UASB e 311±44 mgCaCO₃.L⁻¹ para o reator UAHB e o valor médio de ácidos voláteis se manteve em 27±8 mgHAc.L⁻¹ e 32±2 mgHAc.L⁻¹, para o reator UASB e UAHB, respectivamente.

Com relação às variáveis referentes à matéria orgânica, observa-se eficiência de remoção média em DBO, de 91% em ambos os reatores e, em DQO, de 81% para o reator UASB e 77% para o UAHB. A DQO efluente manteve-se em 100±28 mg.L⁻¹, para o UASB e, em 118±38 mg.L⁻¹ para o reator UAHB.

Observa-se, também, concentração média no efluente, de sólidos suspensos totais de 18±5 mg.L⁻¹, para o reator UASB e de 26 ±12 mg.L⁻¹, para o reator UAHB.

Ao se comparar este perfil com o perfil anterior (108⁰dia de operação), nota-se que a concentração de SST do reator UASB diminuiu de 43±18 mg.L⁻¹ para 18±5 mg.L⁻¹. No reator UAHB, esse fato não foi observado, pois a concentração de SST no efluente do reator, manteve-se praticamente a mesma nos três perfis analisados.

De maneira geral, neste período, foram impostas aos reatores cargas orgânicas de 38 kgDQO.d⁻¹ e taxa de carregamento orgânico de 2,1 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ (calculadas em função das médias); obtendo-se eficiências de remoção, em DQO , DBO e SST de 81%; 91% e 79% no reator UASB e de 77%; 91% e 70% no reator UAHB, respectivamente. Essas, eficiências estão próximas às encontradas no "perfil controle", com 80 dias de operação.

Portanto pode-se concluir que o aumento da velocidade ascensional de 0,78 m.h⁻¹ para 1,17 m.h⁻¹ manteve a estabilidade do sistema, obtendo qualidade melhor de efluente final na operação dos dois reatores.

5.5.3 ETAPA I – Fase III

A ETAPA I - Fase III, teve início no 116⁰ dia de operação e foi prolongada ate o 144^o dia de operação. Nesse período, o reator foi operado com tempo de detenção hidráulica média de 6 h (teórico), com velocidade ascensional de 1,56 m.h⁻¹, velocidade esta conseguida por meio da vazão de recirculação imposta ao reator com razão de 100%.

Nesse período, o reator foi avaliado por meio de dois perfis de amostragens temporais e por dois perfis de amostragens espaciais, realizados conjuntamente nos 137^{0} e 143^{0} dias de operação.

No perfil de amostragem temporal de 15 horas (137⁰dia de operação) realizado após 21 dias de operação, com velocidade ascensional de 1,56m.h⁻¹, a vazão média afluente ao reator UASB foi de 2,89±0,4 m³.h⁻¹ e de 3,11±0,4 m³.h⁻¹ para o reator UAHB.

O tempo médio de detenção hidráulica foi de 6,4 \pm 0,5 h para o reator UASB e de 6,1 \pm 0,9 h para o reator UAHB. A temperatura média do ar foi de 25,1 \pm 3,2°C e a do líquido foi de 25,0 \pm 0,4°C. Os resultados podem ser visualizados nas curvas plotadas na FIGURA 5.12 e o resumo é apresentado na Tabela 5.8.



FIGURA 5.12 – Resultados do perfil de amostragem temporal no reator, com 137 dias de operação (ETAPA I – Fase III) a) pH, b) alcalinidade total, c) ácidos voláteis, d) DQO de amostras brutas, e) DQO de amostras filtradas e f)concentração de sólidos suspensos totais

Legenda: AFL: Afluente dos reatores; UASB: efluente do UASB; UAHB: efluente do UAHB.

VARIÁVEIS		А	FLUEN	TF			FFLUE	NTF I	JASB			FFLU	ENTE I	JAHB	
	N	x	DP	Min	Máx	N	X	DP	Min	Máx	N	X	DP	Min	Máx
Vazão (m ³ .h ⁻¹)						283	2,89	0,4	1,9	3,8	283	3,11	0,42	2,1	3,9
Temperatura do Líquido (⁰ C)	265	25,0	0,48	24	25,9										
Temperatura do Ar (ºC)	265	25,1	3,25	20,4	30,7										
рН	6			6,6	6,9	6			6,4	6,6	6			6,4	6,6
Alc Parcial (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	128	14	109	149	6	203	15	188	223	6	191	20	159	218
Alc Total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	227	24	198	263	6	346	30	298	377	6	340	33	298	372
Alc Bicarbonato (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	177	21	156	206	6	302	15	289	324	6	317	26	290	351
Acidos Voláteis (mgHAC.L ⁻¹)	6	70	11	59	89	6	62	43	9	118	6	32	16	10	50
DQO Total (mg.L ⁻¹)	6	562	96	445	715	6	203	69	87	296	6	118	17	91	137
% remoção DQO Total							64					79			
DQO Filtrada (mg.L ⁻¹)	6	327	70	234	428	6	81	12	64	96	6	81	13	63	97
DBO (mg.L ⁻¹)		229	(amostr	a compo	osta)		24	(amostr	a compo	osta)		18	(amostr	a compo	ista)
% remoção DBO							90					92			
ST (mg.L ⁻¹)	6	618	136	444	798	6	501	123	408	683	6	423	59	334	485
STV (mg.L ⁻¹)	6	385	84	271	520	6	310	109	185	489	6	317	65	248	411
STF (mg.L ⁻¹)	6	232	162	103	527	6	192	76	114	320	6	106	104	4	234
SST (mg.L ⁻¹)	6	137	21	111	166	6	74	26	25	98	6	16	5	8	21
SSV (mg.L ⁻¹)	6	110	20	90	141	6	58	26	9	81	6	13	6	2	20
SSF (mg.L ⁻¹)	6	22	3	18	26	6	15	3	10	19	6	3	3	1	8

Tabela 5.8 – Resultados do perfil de amostragens temporal no $137^{\underline{0}}$ dia de operação (ETAPA I – Fase III – TDH 6 h – Vasc 1,56 m.h⁻¹)

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Min: valor mínimo; Máx: valor máximo.

Na FIGURA 5.12 e na Tabela 5.1, pode-se observar que o pH variou entre 6,6 e 6,9 no afluente dos reatores; e entre 6,4 e 6,6, no efluente dos reatores UASB e UAHB. O sistema gerou alcalinidade a bicarbonato,e a média efluente foi de 302±15 mgCaCO₃.L⁻¹, para o reator UASB e, 317±26 mgCaCO₃.L⁻¹, para o reator UAHB. O Valor médio de ácidos voláteis foi de 62±43 mgHAc.L⁻¹ no reator UASB, e de 32±16 mgHAc.L⁻¹ no UAHB, respectivamente.

Na FIGURA 5.12.c, nota-se que os ácidos voláteis no efluente do reator UASB aumentou (em relação ao perfil controle), atingindo picos de 118 mgHAc.L¹, o que talvez indique pequena instabilidade do processo anaeróbio, sem grandes conseqüências.

Na FIGURA 5.12.d e na Tabela 5.8, observa-se que a concentração média de matéria orgânica efluente do reator UASB, em DQO bruta, aumentou para 203±69 mg.L⁻¹, principalmente devido ao aumento da concentração de

sólidos suspensos totais no efluente do reator, que variou de 23±15 mg.L⁻¹ (80⁰dia de operação) para 74±26 mg.L⁻¹.

No reator UAHB, a média de DQO bruta, foi de 118±17 mg.L⁻¹, enquanto a concentração média de sólidos suspensos no efluente do reator UAHB foi de 16±5 mg.L⁻¹, o que demonstra haver maior retenção de sólidos no reator híbrido.

Na FIGURA 5.12.e, e na Tabela 5.8 constata-se que a média da DQO de amostras filtradas foi de 81±12 mg.L⁻¹, para o reator UASB e de 81±13 mg.L⁻¹, para o reator UAHB; ou seja, são significativamente parecidas.

Apesar da ocorrência de carreamento de sólidos no reator UASB, a eficiência de remoção média de matéria orgânica, em DBO, foi de 90% e de 92% para o reator UAHB (Tabela 5.8).

Na FIGURA 5.13, apresentam-se os dados do perfil de amostragem temporal de 15 horas realizado no 143⁰ dia de operação do reator, 28 dias após o aumento de velocidade ascensional para 1,56 m.h⁻¹.



FIGURA 5.13 – Resultados do perfil de amostragem temporal no reator, com 143 dias de operação a) pH, b) alcalinidade total, c) ácidos voláteis, d) DQO de amostras brutas, e) DQO de amostras filtradas e f) concentração de sólidos suspensos totais

Legenda: AFL: Afluente dos reatores; UASB: efluente do UASB; UAHB: efluente do UAHB.

Na Tabela 5.9 é apresentado o resumo dos dados referentes ao perfil de amostragem temporal realizado no período de 15 horas no 143º dia de operação do reator.

VARIÁVEIS		А	FLUEN	TE			EFLUE	ENTE L	JASB			EFLUE	ENTE l	JAHB	
	N	х	DP	Min	Máx	Ν	х	DP	Min	Máx	Ν	Х	DP	Min	Máx
Vazão (m ³ .h ⁻¹)						286	3,2	0,8	2,1	5,7	286	3,0	0,5	2,3	4,6
Temperatura do Líquido (⁰ C)	286	26,3	0,43	25,3	27,3										
Temperatura do Ar (⁰ C)	286	26,8	3,6	21,8	32,9										
рН	6			6,7	7,0	6			6,5	6,7	6			6,5	6,7
Alc Parcial (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	208	71	120	290	6	339	51	255	380	6	333	47	270	400
Alc Total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	128	65	30	198	6	304	48	215	342	6	303	43	247	360
Alc Bicarbonato (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	115	15	100	140	6	250	204	32	145	6	207	29	160	240
Acidos Voláteis (mgHAC.L ⁻¹)	6	112	38	50	162	6	50	14	30	65	6	41	10	30	56
DQO Total (mg.L ⁻¹)	6	554	191	186	744	6	239	92	105	386	6	169	39	107	212
% remoção DQO Total						6	56	8	44	65	6	69	13	42	80
DQO Filtrada (mg.L ⁻¹)	6	359	186	44	603	6	130	31	75	165	6	129	39	64	175
DBO (mg.L ⁻¹)		-	(amostra	compo	sta)		-	(amostr	a compo	ista)		-	(amosti	a compo	sta)
% remoção DBO		-					-					-			
ST (mg.L ⁻¹)	6	460	184	177	653	6	470	53	367	509	6	309	72	217	434
STV (mg.L ⁻¹)	6	290	147	84	473	6	221	76	133	322	6	198	70	106	280
STF (mg.L ⁻¹)	6	171	49	93	225	6	249	98	156	376	6	111	84	0	207
SST (mg.L ⁻¹)	6	118	28	80	155	6	78	54	15	174	6	22	13	9	39
SSV (mg.L ⁻¹)	6	102	23	72	136	6	58	41	13	131	6	18	10	7	33
SSF (mg.L ⁻¹)	6	16	6	8	22	6	20	14	2	43	6	5	5	0	15

Tabela 5.9 – Resultados do perfil de amostragem temporal de 15 horas no $143^{\underline{0}}$ dia de operação

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Min: valor mínimo; Máx: valor máximo.

Na FIGURA 5.13.d e na Tabela 5.9, observa-se que a DQO bruta efluente do reator UASB, aumentou para 239±92 mg.L⁻¹, principalmente devido à concentração de SST no efluente que foi de 78±54 mg.L⁻¹. A média efluente de DQO bruta do reator UAHB, foi de 169±39 mg.L⁻¹ enquanto a concentração média de sólidos suspensos no efluente foi de 22±13mg.L⁻¹, o que demonstra haver maior retenção de sólidos no reator híbrido.

Na FIGURA 5.13.e e na Tabela 5.9, pode-se observar que a DQO média de amostras filtradas foi de 130±31 mg.L⁻¹ para o reator UASB e de 129±39 mg.L⁻¹ para o reator UAHB, ou seja, praticamente com os mesmos valores. Este fato corrobora a afirmativa anterior, que o carreamento de sólidos diminuiu a eficiência de remoção da matéria orgânica do reator UASB.

De maneira geral, nesse período, foram impostas aos reatores carga orgânica de 42 kgDQO.d⁻¹ e taxa de carregamento orgânico de 2,2 kgDQO.m⁻³.d⁻¹, (calculadas em função das médias) foram obtidas

eficiências de remoção em DQO e SST de 56%, e 33% no reator UASB e de 66%, e 81% no reator UAHB, respectivamente.

Portanto pode-se concluir que com o aumento da velocidade ascensional para 1,56 m.h⁻¹ houve maior carreamento de sólidos no reator UASB que no reator UAHB.

5.5.4 ETAPA I – Fase IV

Na ETAPA I - fase IV, teve início no 145⁰ dia de operação, e prolongouse ate o 200^o dia de operação. Os reatores foram operados com tempo de detenção hidráulica de 6 h e com velocidade ascensional de 1,95 m.h⁻¹; velocidade esta conseguida por meio da vazão de recirculação imposta ao reator com razão de 150%.

Neste período, o reator foi monitorado por meio de dois perfis de amostragens temporais e por dois perfis de amostragem espacial sendo realizados simultaneamente, nos 192° e 199° dias de operação.

Na FIGURA 5.14, estão apresentadas as curvas referentes ao perfil de amostragem temporal de 15 horas realizado no 192⁰ dia de operação (47 dias após o aumento da vazão de recirculação).



FIGURA 5.14 – Resultados do perfil de amostragem temporal no reator, com 192 dias de operação a) pH, b) alcalinidade total, c) ácidos voláteis, d) DQO de amostras brutas, e) DQO de amostras filtradas e f) concentração de sólidos suspensos totais

Legenda: AFL: Afluente dos reatores; UASB: efluente do UASB; UAHB: efluente do UAHB.

Na Tabela 5.10, estão apresentados os resultados: número de amostras coletadas, valores médios, desvio padrão, valores máximos e mínimos – obtidos durante o perfil de 15 horas realizados após 192 dias de operação.

VARIÁVEIS		A	FLUEN	ITE			EFLU	ENTE L	JASB			EFLU	ENTE U	JAHB	
	Ν	х	DP	Min	Máx	Ν	х	DP	Min	Máx	N	х	DP	Min	Máx
Vazão (m ³ .h ⁻¹)						287	3	0,47	2,2	4,1	287	3,16	0,43	2,5	4,1
Temperatura do Líquido (ºC)	287	24,8	0,3	24	25,4										
Temperatura do Ar (⁰ C)	287	22,8	2,04	19,3	29										
рН	6			6,6	6,9	6			6,4	6,5	6			6,4	6,5
Alc Parcial (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	239	49	180	300	6	330	37	280	375	6	339	42	275	380
Alc Total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	210	48	146	271	6	313	34	267	358	6	323	38	262	359
Alc Bicarbonato (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	142	23	115	165	6	189	17	165	210	6	193	26	150	215
Acidos Voláteis (mgHAC.L ⁻¹)	6	41	6	30	47	6	24	10	12	38	6	23	8	15	35
DQO Total (mg.L ⁻¹)	6	450	104	315	600	6	137	71	47	233	6	132	57	59	198
% remoção DQO Total						6	69	16	51	87	6	70	15	49	86
DQO Filtrada (mg.L ⁻¹)	6	258	54	199	353	6	74	43	25	142	6	56	21	23	76
DBO (mg.L ⁻¹)		195	(amostra	a compo	osta)		49	(amostra	a compo	osta)		44	(amostr	a compo	ista)
% remoção DBO							75					77			
ST (mg.L ⁻¹)	6	643	267	412	1118	6	712	627	380	1985	6	572	149	297	752
STV (mg.L ⁻¹)	6	362	230	129	773	6	405	570	96	1563	6	218	100	124	354
STF (mg.L ⁻¹)	6	281	171	25	429	6	306	103	121	422	6	354	113	173	440
SST (mg.L ⁻¹)	6	115	33	81	165	6	55	44	17	136	6	35	23	11	64
SSV (mg.L ⁻¹)	6	103	33	61	151	6	41	36	6	104	6	29	19	8	50
SSF (mg.L ⁻¹)	6	12	5	5	20	6	14	10	4	32	6	6	5	1	14

Tabela 5.10 – Resumo estatístico dos resultados do perfil de amostragens temporal 15horas do 192^{0} dia de operação.

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Min: valor mínimo; Máx: valor máximo.

Observa-se, na FIGURA 5.14 e na Tabela 5.10, que o pH variou entre 6,6 e 6,9 no afluente e entre 6,4 e 6,5 no efluente dos reatores UASB e UAHB. Ocorreu a geração de alcalinidade a bicarbonato que alcançou média de 189±17 mgCaCO₃.L⁻¹ no reator UASB e de 193±26 mgCaCO₃.L⁻¹ no reator UAHB. Os valores de ácidos voláteis foi de 24±10 mgHAc.L⁻¹ no reator UASB e de 23±8 mgHAc.L-1 no reator UAHB, concentrações estas, muito baixas indicativas de alto grau de estabilidade operacional, menores àquelas encontradas no perfil controle (80 dia de operação).

Ainda segundo a FIGURA 5.14 e a Tabela 5.10, a DQO total média efluente dos reatores foi de 137±71 mg.L⁻¹ e de 132±57 mg.L⁻¹ para o reator UASB e UAHB, respectivamente. Comparando ao perfil controle (80 dias de operação), nota-se que as concentrações efluentes são praticamente as mesmas, mas, como a concentração afluente é menor, são também menores as percentagens de remoção, neste caso.

Ao se observar a concentração de sólidos totais no efluente do reator UASB, nota-se que esta é maior que a afluente, o que indica que o reator estava "perdendo" biomassa, ou seja, havia considerável carreamento de sólidos, o que também pode ser detectado pela concentração média de sólidos suspensos totais no efluente do reator UASB. Esta talvez seja a principal razão da diminuição da eficiência de remoção de matéria orgânica, quantificada em DBO.

De maneira geral, nesse período, foram impostas aos reatores carga orgânica de 34 kgDQO.d⁻¹ e taxa de carregamento orgânico de 1,8 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ (calculadas em função das médias), obtendo-se eficiências de remoção, em DQO , DBO e SST de 69%; 75% e 45%, no reator UASB, e de, 70%; 77% e 65% no reator UAHB, respectivamente. Portanto, pode-se concluir que o aumento na velocidade ascensional em 150% interferiu no desempenho dos reatores, devido ao carreamento de sólidos do sistema.

Após 199 dias de operação, com tempo de médio detenção hidráulica de 6h e velocidade ascensional de 1,95 m.h⁻¹, teve início o carreamento de sólidos no reator UAHB, verificado a partir das 13h, como pode ser visto na FIGURA 5.15.d. Na FIGURA 5.15, estão apresentadas as curvas referentes ao perfil de amostragem temporal de 15 horas realizado no 199⁰ dia de operação (54 dias após o aumento da vazão de recirculação).

O carreamento de sólidos pode ter ocorrido devido a vários fatores: crescimento da biomassa no reator, pois não foi efetuado descarte algum de lodo do sistema nesta etapa; altas velocidades ascensionais (1,95 m.h⁻¹) e pequena altura do material suporte (0,5 m). Mas, na FIGURA 5.15.e, nota-se que a DQO do efluente (amostras filtradas) não foi significativamente alterada. Portanto, pode-se afirmar que o arraste de sólidos foi responsável pela diminuição da eficiência do reator.



FIGURA 5.15 – Resultados do perfil de amostragem temporal no reator, com 199 dias de operação a) pH, b) alcalinidade total, c) ácidos voláteis, d) DQO de amostras brutas, e) DQO de amostras filtradas e f) concentração de sólidos suspensos totais

Legenda: AFL: Afluente dos reatores; UASB: efluente do UASB; UAHB: efluente do UAHB.

Na Tabela 5.11, estão apresentados os resultados: número de amostras coletadas, valores médios, desvio padrão, valores máximos e mínimos – obtidos durante o perfil de 15 horas realizados após 199 dias de operação.

VARIÁVEIS		A	FLUEN	ITE			EFLU	ENTE U	JASB			EFLU	ENTE U	JAHB	
	Ν	Х	DP	Min	Máx	Ν	х	DP	Min	Máx	Ν	Х	DP	Min	Máx
Vazão (m ³ .h ⁻¹)						287	3,0	0,5	2	3,8	287	2,9	0,3	2	3,3
Temperatura do Líquido (⁰ C)	287	24,2	0,41	23,2	25,1										
Temperatura do Ar (⁰ C)	287	22,1	3,17	16,9	27,6										
рН	6			6,5	6,9	6			6,5	6,6	6			6,4	6,5
Alc Parcial (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	233	46	175	310	6	323	49	260	380	6	323	43	275	375
Alc Total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	198	48	137	270	6	303	49	247	365	6	305	42	260	356
Alc Bicarbonato (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	133	33	90	175	6	190	200	33	165	6	184	45	120	235
Acidos Voláteis (mgHAC.L ⁻¹)	6	48	15	18	57	6	36	27	8	18	6	25	6	18	36
DQO Total (mg.L ⁻¹)	6	495	206	210	768	6	183	152	12	355	6	271	253	22	617
% remoção DQO Total						6	69	23	37	94	6	54	41	0	90
DQO Filtrada (mg.L ⁻¹)	6	313	147	56	452	6	53	34	1	89	6	58	43	9	125
DBO (mg.L ⁻¹)		-	(amostr	a compo	osta)		-	(amostr	a compo	osta)		-	(amostr	a compo	osta)
% remoção DBO							-					-			
ST (mg.L ⁻¹)	6	416	133	231	628	6	388	127	233	561	6	849	642	397	2107
STV (mg.L ⁻¹)	6	298	122	149	452	6	249	199	12	501	6	516	621	72	1748
STF (mg.L ⁻¹)	6	118	92	20	248	6	138	131	5	352	6	334	69	248	411
SST (mg.L ⁻¹)	6	74	28	33	107	6	82	76	5	174	6	99	89	12	221
SSV (mg.L ⁻¹)	6	54	34	16	97	6	56	53	5	129	6	55	55	7	136
SSF (mg.L ⁻¹)	6	28	22	10	58	6	26	25	0	59	6	44	41	2	114

Tabela 5.11 – Resumo estatístico do perfil de amostragens temporal 15horas do 199° dia de operação

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Min: valor mínimo; Máx: valor máximo.

5.5.5 Resultados operacionais da ETAPA I em função do tempo de operação

Apresenta-se, neste item, uma abordagem dos resultados médios dos perfis de amostragens temporal, dos reatores UASB e UAHB, na ETAPA I, ao longo dos dias de operação do reator.

De modo geral, os reatores UASB e UAHB tiveram comportamento semelhante em todas as etapas de operação, com desempenho levemente superior do reator UAHB, principalmente devido a maior retenção de sólidos dentro do sistema.

Na FIGURA 5.16, estão apresentadas as curvas referentes aos resultados médios dos perfis de amostragem temporal em função dos dia de operação dos reatores (ETAPA I – Fase I,II,III e IV).


FIGURA 5.16 – Resultados médios dos perfis de amostragem temporal em função dos dia de operação dos reatores (ETAPA I – Fase I,II,III e IV). a) Alcalinidade Total, b) Ácidos voláteis, c) DQO de amostras bruta, d) DQO de amostras filtradas, e) DBO e f) concentração de Sólidos Suspensos Totais.

Na FIGURA 5.16.a, observa-se que houve geração de alcalinidade em toda ETAPA I; e parece ter ocorrido aumento da geração que pode ter sido causado por um amadurecimento da manta de microrganismos, e ou em função do aumento da velocidade ascensional.

Na FIGURA 5.16.b, nota-se que os valores de ácidos voláteis, se manteve em média de 37 mgHAc.L⁻¹ para o reator UASB e de 33 mgHAc.L⁻¹ para o reator UAHB. Nota-se, também, que na Fase III ocorreu aumento dos ácidos voláteis no reator UASB atingindo 62 mgHAc.L⁻¹, devido principalmente à mudança operacional realizada em que o reator foi submetido à velocidades de 1,56 m.h⁻¹; houve contudo, certa adaptação da biomassa às condições

operacionais impostas e, no perfil subseqüente, ocorreu diminuição da concentração média para 50 mgHAc.L⁻¹, como pode ser observado na FIGURA 5.12.c e FIGURA 5.13.c.

Com relação à DQO de amostras brutas visualizadas na FIGURA 5.16.c, observa-se que os valores de DQO efluente foram praticamente idênticas, ao longo da operação dos reatores. Em média ficou em 164±48 mg.L⁻¹ para o reator UASB e em 154±55 mg.L⁻¹ para o reator UAHB, — após atingir o estado de equilíbrio dinâmico aparente. A DQO efluente dos reatores das amostras filtradas tiveram médias de 88±24 mg.L⁻¹ e 87±26 mg.L⁻¹ para os reatores UASB e UAHB, respectivamente (FIGURA 5.16.d).

A concentração de sólidos suspensos voláteis médios no efluente dos reatores foi de 39±21 mg.L⁻¹ e de 28±17 mg.L⁻¹. Na FIGURA 5.16.f, apresentam-se dados sobre a concentração de sólidos suspensos totais, no decorrer da operação do sistema; pode-se concluir que o aumento da velocidade ascensional acarretou aumentou do carreamento de sólidos e diminuição da eficiência do processo.

A eficiência média de remoção de matéria orgânica, expressa em DBO, de 85% para o reator UASB e de 89% para o reator UAHB, produzindo efluente médios de 38±15 mg.L⁻¹ e de 27±11 mg.L⁻¹, respectivamente, durante a operação da ETAPA I.

Cabe aqui ressaltar, que a eficiência média obtida pelo reator UASB foi muito significativa. Isso comprova que quando o reator UASB é bem projetado e bem operado, pode até atingir eficiências superiores às preconizadas na legislação ambiental brasileira, quanto ao item de remoção de matéria orgânica.

É possível, também, observando a FIGURA 5.16, reafirmar que os reatores atingiram o estado de equilíbrio dinâmico por volta de 80 dias de operação, principalmente pelo fato de terem sido inoculados, o que diminuiu o tempo de partida dos reatores; fato este já declarado no item 5.4 nas FIGURA 5.8 e Tabela 5.5.

Durante a operação do sistema na ETAPA I, verificou-se que a melhor condição operacional imposta ao reator foi de TDH de 6 horas e velocidade de 1,17 m.h⁻¹, cujo efluente final apresentou: DQO de amostras brutas média de 100±28 mg.L⁻¹, para o reator UASB e de 118±38 mg.L⁻¹ para o reator UAHB, e DBO média de 16 mg.L⁻¹ para ambos os reatores. Foram atingidas eficiências de remoção, em DQO, em DBO e SST de 81%; 91% e 79% para o reator UASB e de 77%; 91% e 70% para o reator UAHB (FIGURA 5.11e Tabela 5.7).

5.5.6 Resultados do aumento da velocidade superficial, observado sob a ótica dos perfis de amostragem temporal.

Neste item, estão apresentados os resultados do desempenho dos reatores, frente ao incremento da velocidade ascensional. Cabe salientar, que foram utilizados as médias referentes aos perfis de amostragens temporais, portanto, cada ponto plotado nos gráficos representa a média relativa ao espaço amostral de 12 amostras.

Na FIGURA 5.17, podem ser observadas as curvas das médias dos resultados dos perfis de amostragem temporal, em função do aumento da velocidade ascensional.



FIGURA 5.17 – Resultados médios dos perfis de amostragem temporal em função da velocidade ascensional (ETAPA I – Fase I,II,III e IV). a) pH b)Alcalinidade a Bicarbonato, c) Ácidos voláteis, d) DQO bruta, e) % de remoção de DQO total, f) DBO, g) DQO filtrada, h)Sólidos Suspensos Voláteis i)% de remoção de SSV e j) relação entre SSV e SST.

A FIGURA 5.17.b, apresenta a curva dos resultados de alcalinidade a bicarbonato, na qual é possível observar que houve geração de alcalinidade nos reatores; geração que ocorreu de maneira equivalente nos dois reatores. Observa-se, também, que, com o aumento da velocidade ascensional, houve consumo dessa alcalinidade ou diminuição da geração da mesma.

As concentrações de ácidos voláteis mantiveram-se em patamares baixos ao longo do período de operação, o que indica a boa estabilidade do sistema. No reator UAHB, contudo, ocorreram concentrações de ácidos inferiores às do reator UASB, como pode ser observado na FIGURA 5.9.c.

Na FIGURA 5.17.d, nota-se que a matéria orgânica, expressa como DQO, teve remoção média de 73%, no reator UASB e de 77%, no reator UAHB. Este melhor desempenho, possivelmente, foi devido à maior retenção de sólidos no reator UAHB, fato este comprovado na FIGURA 5.17.h. Este fato também pode ser observado na curva da DQO de amostras filtradas (FIGURA 5.17.g). Os reatores apresentaram o mesmo comportamento e alcançaram eficiências semelhantes.

Na FIGURA 5.17.d, constata-se que ocorreu diminuição da DQO do afluente bruta quando foi empregada velocidade ascensional de 1,95 m.h⁻¹, fato que deve ter influenciado a DQO efluente do reator UASB, visto que a curva da DQO efluente do reator, tinha tendências crescente, causada principalmente pelo carreamento de sólidos do sistema, o que pode ser observado na FIGURA 5.17.h.

O comportamento da concentração da matéria orgânica, em DBO, pode ser observado na FIGURA 5.17.f; constata-se que a eficiência média de remoção de DBO, no UASB, foi de 85 % e no reator UAHB, foi de 89%.

A relação entre a concentração de sólidos suspensos voláteis e a concentração de sólidos suspensos totais, em função do aumento da velocidade ascensional, é demonstrado na FIGURA 5.17.j, a qual demonstra que o aumento da velocidade ascensional acarretou aumento da relação

(SSV/SST) de 0,2 para 0,8; o que demonstra que 80% dos sólidos suspensos totais são voláteis , este fato ocorre quando a velocidade ascensional é superior a 1m/h.

Na FIGURA 5.18, pode-se notar o gráfico normalizado da DQO bruta e SSV no efluente dos reatores UASB e UAHB em função do aumento da velocidade ascensional.



FIGURA 5.18 – Gráficos normalizados da concentração efluente dos reatores UASB e UAHB de: a) DQO de amostras brutas, b) SSV.

Na FIGURA 5.18, verifica-se que, de maneira geral, no efluente dos reatores UASB e UAHB, a DQO aumenta com o aumento da velocidade ascensional (FIGURA 5.18.a). Este fato ocorre, principalmente, pelo aumento da concentração de sólidos no efluente, ou seja, o aumento da velocidade ascensional faz aumentar o arraste de sólidos no sistema (FIGURA 5.18.b), aumentando a concentração efluente; conseqüentemente, ocorre a diminuição da eficiência do reator.

Da FIGURA 5.18 pode-se observar, que os dois reatores tem comportamentos diferentes, em relação as concentrações de sólidos e de DQO. No reator UAHB devido ao material suporte o reator retém, fisicamente ou por aderência, parcela de sólidos dentro do reator, aumentando sua eficiência de remoção, fato este que difere do reator UASB

5.5.7 Resultados do aumento da velocidade superficial, observado sob a ótica dos perfis de amostragem espacial.

De maneira geral, com o aumento da velocidade ascensional até

1,95 m.h⁻¹, nos reatores, não se observou qualquer distúrbio operacional. Os reatores mantiveram pH estável e próximo a 6,5, gerando alcalinidade e baixo valor de ácidos voláteis.

Na FIGURA 5.19 pode ser verificada a concentração de sólidos totais no reator em função da altura do ponto de coleta. Pode-se notar que com o aumento da velocidade ascensional, houve expansão da manta de biomassa. Essa expansão é mais evidenciada no reator UAHB (FIGURA 5.19. b) do que no reator UASB (FIGURA 5.19. a).



FIGURA 5.19 – Resultados dos perfis de amostragem espacial (ao longo da altura do reator) da concentração de sólidos totais nos reatores: a) UASB, b) UAHB.

Na FIGURA 5.20 é apresentada a curva normalizada da média da DQO do efluente dos reatores.



FIGURA 5.20 – Resultados médios dos perfis de amostragem espacial da DQO de amostras filtradas (normalizada): a) velocidade ascensional 0,78 m.h⁻¹, b) velocidade ascensional 1,95 m.h⁻¹

Grande parte da matéria orgânica foi consumida na parte mais próxima ao fundo do reator, local onde foi encontrada a maior concentração da biomassa (FIGURA 5.20.a). Na FIGURA 5.20.b observa-se que a matéria orgânica, em DQO de amostras filtradas foi consumida ao longo do reator. Este fato ocorreu devido à expansão do leito de biomassa, mas não se observou redução significativa da DQO de amostras filtradas, no efluente dos reatores.

5.6 Avaliação operacional dos reatores ETAPA I

5.6.1 Estimativa da massa de lodo no reator

Para a determinação da biomassa do reator presente na zona de reação, utilizou-se o perfil de concentração de lodo em função da profundidade, isto é, o volume do reator foi dividido em camadas imaginárias conforme indicado pela equação descrita na metodologia (Equação 4.1). Optou-se por utilizar a massa de lodo no reator em função dos sólidos totais voláteis.

Na FIGURA 5.21, é representada a evolução da massa de lodo nos reatores UASB e UAHB, durante a operação da ETAPA I.



FIGURA 5.21 – Massa de lodo nos reatores UASB e UAHB em função da fase de operação, durante a ETAPA I.

Observa-se, na FIGURA 5.21, que houve crescimento da biomassa nos reatores UASB e UAHB, mesmo com aplicação de velocidades ascensionais de 1,17 m.h⁻¹ e 1,56 m.h⁻¹.

5.6.2 Estimativa do tempo retenção celular

A estimativa do tempo de retenção celular (TRC) nos reatores UASB e UAHB foi realizada mediante a aplicação do conceito desse parâmetro para os

sistemas de tratamento de esgoto, cuja definição é a razão da massa de lodo do reator dividido pela massa de lodo que deixa o reator por dia (Equação 4.2).

Na FIGURA 5.22, são apresentados os valores do tempo de retenção celular para os reatores UASB e UAHB em função dos dias de operação.



FIGURA 5.22 – Gráfico do tempo de retenção celular em função dos dias de operação

Constata-se, a partir da FIGURA 5.22, que, quando os reatores atingiram o equilíbrio dinâmico aparente próximo ao 80⁰ dia de operação (TDH de 6h e Vasc. 0,78 m.h⁻¹), o tempo médio de retenção celular foi de aproximadamente 44 d para o reator UASB e de 67 d para o reator UAHB. Segundo Van Handel e Lettinga (1994), para tempo de detenção hidráulica de 5,6 e 17 horas a idade do lodo deve estar na faixa de 50 a 100 dias.

Com o aumento da velocidade ascensional nos reatores (Fase II, III e IV) observa-se na FIGURA 5.22, que no reator UASB, o tempo de retenção celular diminui de 114 dias (102⁰ dia de operação) para de 54 dias, em media, nas Fases III e IV. No reator UAHB houve aumento do tempo de retenção celular até atingir 182 dias no perfil 143⁰ dia de operação, quando passou a diminuir gradualmente na Fase IV, atingindo 98 dias em média. A diminuição do tempo de retenção celular foi ocasionada pelo carreamento de sólidos no sistema.

Cavalcanti (2003) menciona que a idade do lodo é o parâmetro mais apropriado para descrever o desempenho de reator UASB, pois, em estudos, sobre a influência do separador de fases, no desempenho desse reator, constataram que, a relação TRC / TDH foi de valores entre 126 e 360, e observaram que com a diminuição do TRC, ocorreu progressivo aumento de presença de material biodegradável no efluente e na produção de lodo.

No reator UASB, obteve-se uma média de tempo de retenção celular de 62 dias na ETAPA I, o que originou relação entre tempo de retenção celular e tempo de detenção hidráulica de aproximadamente 250, valor este que está na faixa dos valores encontrados por Cavalcanti (2003). No reator UAHB, obtevese média de 119 dias e relação TRC / TDH de 476, valor este quase que 90 % maior que o encontrado no reator UASB. Então, por este parâmetro avaliado, nota-se que o reator UASB foi mais afetado pelo aumento da velocidade ascensional do que o reator UAHB, que possivelmente reteve mais sólidos biológicos dentro do reator, devido à existência do material suporte sobre as calhas de coleta de gás.

5.6.3 Estimativa da produção de lodo

A produção de lodo no reator foi calculada a partir dos dados de perfis temporais realizados durante a operação do reator na ETAPA I. Essa variável foi determinada pela equação descrita na metodologia (Equação 4.4). Os resultados dos coeficientes de produção de lodo nos reatores UASB e UAHB estão apresentados na FIGURA 5.23.



FIGURA 5.23 – Resultados do coeficiente de produção de lodo dos reatores UASB e UAHB em função dos dias de operação, ETAPA I.

A produção específica de lodo, nos reatores UASB e UAHB é mostrada na FIGURA 5.23. De modo geral, constata-se que a concentração aumenta com o aumento da velocidade ascensional. E em comparação com a FIGURA 5.22, constata-se que com a diminuição do TRC, ocorreu aumento da produção específica de lodo.

Na operação da ETAPA I obteve-se, em média, uma produção específica de lodo de aproximadamente 0,12 g SSV.gDQOrem⁻¹ para o reator UASB e de 0,07 gSSV.gDQOrem⁻¹ para o reator UAHB. A produção específica de sólidos, em relação à DQO aplicada na média foi de 0,10 gSST.gDQOaplicada⁻¹, para ambos os reatores, valores estes condizentes com a literatura técnico-cientifica que cita valores na faixa de 0,10 a 0,20 kgSSV.kgDQOaplicada⁻¹ (CHERNICHARO,1997).

5.6.4 Fracionamento da matéria orgânica em termos de DQO.

Apesar de não ser uma base precisa, é comum utilizar-se a DQO como "base representativa" (em termos relativos da quantidade de matéria orgânica). Há, certamente, componentes no esgoto, além da matéria orgânica que também são oxidados. Porém, na literatura técnica há muitas citações que empregam esse recurso para estudos aproximados.

Com base na metodologia apresentada em Cavalcanti et *al.* (2002), que apresenta o fracionamento do material orgânico em DQO, foram avaliadas três frações, a saber: fração de matéria orgânica presente no efluente (mSe), fração da matéria orgânica convertida em lodo (mSx) e fração da matéria orgânica digerida a metano (mSd). Para o cálculo das frações foram utilizadas as equações descritas na metodologia (Equações 4.5, 4.6 e 4.7)

Na FIGURA 5.24, apresentam-se os resultados da aplicação da metodologia proposta por Cavalcanti (2003), aos dados obtidos nas amostragens temporais da ETAPA I, para o reator UASB e para o reator UAHB.



FIGURA 5.24 – Fracionamento da matéria orgânica em DQO para o efluente, massa convertida em lodo e digerida a metano, durante a ETAPA I. a) reator UASB e b) reator UAHB

De maneira geral, observa-se, na FIGURA 5.24 que os perfis temporais das amostras do 23^o e 38^o dias demonstram alta fração de matéria orgânica presente no efluente dos reatores e alta fração de matéria orgânica convertida a lodo, o que demonstra certa instabilidade do processo e desenvolvimento da biomassa bacteriana.

No perfil do 80⁰ dia de operação, pode-se inferir que os dois reatores atingiram o estado de equilíbrio dinâmico aparente, com frações reduzidas de matéria orgânica presente no efluente (mSe = 0,12), e com fração de matéria orgânica convertida a lodo (mSx) de 0,02 para o UASB e de 0,04 para o UAHB.

Cavalcanti (2003), afirmou que, no tratamento em reatores anaeróbios, as frações mSe e mSx devem ser "minimizadas" para apresentarem, como maior parcela, aquela que é convertida a metano (mSd). Ainda em seus estudos, esse autor reportou que, para reatores anaeróbios com tempo de detenção hidráulica de 6 horas, obtive as seguintes proporções: mSe de 0,21, mSx de 0,18 e mSd de 0,61. Ou seja, frações mais elevadas que as encontradas nesta pesquisa.

Com o aumento da velocidade ascensional (representada pelas Fases I, II, III e IV), na FIGURA 5.24.a observa-se que, no reator UASB, de maneira geral, ocorreu aumento das frações mSe e mSx, aumento este principalmente ocasionado pela perda de sólidos no reator, já comentado no item referente à operação do reator. Entretanto, no reator UAHB (FIGURA 5.24.b) notou-se certa estabilidade, até o perfil do 137⁰dia de operação, indicando que o reator UAHB foi menos susceptível ao incremento da velocidade ascensional aplicada.

Ainda na FIGURA 5.24.b, nota-se que a fração convertida a lodo mSx aumentou de 0,07 (143⁰ dia de operação) para 0,17 (192⁰ dia de operação) e para 0,43 (199⁰ dia de operação). Comparando esses dados com aqueles oriundos da operação do sistema, nota-se que aumento da parcela mSx é devido ao aumento da concentração de sólidos suspensos totais efluentes do reator, aumento este influenciado, principalmente, pelo aumento da velocidade ascensional.

5.7 Caracterização hidrodinâmica dos reatores UASB e UAHB (ETAPA I)

Neste item, será apresentada a caracterização hidrodinâmica dos reatores, realizada no final da ETAPA I. Utilizou-se a técnica de estímulo e resposta descrita por Levenspiel (2000), com perturbação promovida pelo traçador Eosina Y. A injeção do traçador foi feita na forma de pulso na caixa de distribuição de afluente dos reatores e as amostras foram coletadas em intervalos de 30 minutos no efluente de cada reator.

O volume de traçador injetado foi de 10 litros com concentração de 1 mg.L⁻¹ (18,8 g) para os ensaios com Vasc. 0,78 m.h⁻¹ e 2 mg.L⁻¹ (37,6 g) para as velocidades de 1,17 m.h⁻¹, 1,56 m.h⁻¹ e de 1,95m.h⁻¹. Após a obtenção dos perfis de concentração do traçador, realizou-se o ajuste dos dados (com metodologia descrita por Levenspiel, 2000), aos modelos uniparamétricos: tanques de mistura completa em série (N-CSTR), pequena dispersão (PD) e grande dispersão – tanque aberto (GD-TA), apresentados na Tabela 4.6.

Na FIGURA 5.25, são apresentadas as curvas de distribuição de tempos de residência (DTR) obtidas durante a ETAPA I (fases I, II, III e IV) e também os modelos utilizados para avaliação dos desvios de idealidade; tanques de mistura completa em série (N-CSTR), pequena dispersão (PD) e grande dispersão – tanque aberto (GD-TA).



FIGURA 5.25 – Curvas da DTR do reator UASB (1) e UAHB (2) para velocidades ascensionais de: 0,78 m.h⁻¹(a), 1,17 m.h⁻¹(b), 1,56 m.h⁻¹(c) e 1,95 m.h⁻¹(d) e para os modelos: N-CSTR , PD e GD-TA .

Legenda Eθ: concentração normalizada do traçador (adimensional) θ: tempo de residência médio (adimensional) Observa-se que os modelos de pequena dispersão (PD) e de grande dispersão-tanque aberto (GD-TA) apresentaram melhor ajuste aos dados experimentais, apesar de inicialmente os ensaios não respeitarem suas premissas (D/uL < 0,01 e dispersão idêntica dentro e fora do volume de controle) (FIGURA 5.25). Entretanto, isto não significa que o ajuste tenha sido satisfatório, porque, mesmo neste modelo, foi grande a dispersão em relação aos valores experimentais. Como o modelo N-CSTR previu a ocorrência de uma concentração máxima de traçador, a qual não ocorreu, seu ajuste tornou-se comprometido.

Nos perfis experimentais, foi detectada atenuação do pico devido ao retardo da passagem do traçador da porção posterior ao pico (efeito de calda). O efeito de calda deve-se à retenção do traçador em zonas mortas, curto circuito bem como a desorção do traçador da biomassa.

Na Tabela 5.12, são apresentados os parâmetros hidrodinâmicos determinados a partir dos perfis experimentais enquanto na Figura 5.26 é apresentada a variação dos valores de N-CSTR e D/uL em função da recirculação.

Vasc. (m.h ⁻¹)			UASB			UAHB							
	TDH (h)	N-CSTR		D/uL		רחם (ה)	N-CSTR	D/uL					
			PD	GD-TA	GD-TF	1 DA (II)		PD	GD-TA	GD-TF			
0,78	9,0	4,61	0,11	0,08	0,12	8,3	3,82	0,13	0,09	0,15			
1,17	9,0	2,81	0,18	0,12	0,24	8,7	2,54	0,20	0,11	0,20			
1,56	7,8	2,80	0,18	0,12	0,23	7,5	3,00	0,17	0,12	0,22			
1,95	8,8	2,23	0,22	0,14	0,31	8,9	1,99	0,25	0,15	0,36			

Tabela 5.12 – Parâmetros hidrodinâmicos determinados nas diferentes condições dos ensaios.



Figura 5.26 – Variação do N-CSTR (a) e D/uL (b) em função da vazão de recirculação.

Os baixos valores de N-CSTR indicam que ambos os reatores apresentaram comportamento hidrodinâmico com tendências à mistura completa e não ao fluxo pistonado. Como era de se esperar, o aumento da vazão de recirculação ocasionou a redução do número de reatores CSTR em série e aumento do valor de D/uL, aproximando cada vez mais a hidrodinâmica dos reatores à mistura completa.

Brito et *al* (1997), constataram que o reator UASB, se mostrou muito próximo a mistura completa sendo equivalente a 4 reatores CSTR em série, comentam também, sobre a formação da calda, que é devido principalmente a zonas mortas.

Ressalva-se que o comportamento hidrodinâmico dos reatores teve tendência a reatores de mistura completa, observados pelos baixos valores de N-CSTR, como relatado anteriormente, mas pelos valores de DQO filtrada ao longo da altura do reator (perfil espacial), observa-se que a maior parte da matéria orgânica é consumida no terço inferior do reator e na parte restante, nos dois terços superiores, a DQO se mantém praticamente a mesma o que indica uma aproximação do reator tubular, portanto existe uma contradição entre os resultados do comportamento hidrodinâmico do reator, realizado pelo traçador e pela matéria orgânica representada pela DQO de amostras filtradas. Observa-se em todos os ensaios que o tempo de detenção hidráulico real obtido por meio da curva DTR variou entre 7,8 e 9,0 horas. Sendo superior ao TDH teórico (6 horas), ou seja, houve atraso na resposta. Este atraso pode indicar a existências de zonas mortas hidrodinâmicas no interior do reator. O traçador teria se difundido nestas zonas, sendo liberado aos poucos, provocando atraso na resposta, e gerando uma cauda, como observado.

Na Tabela 5.13, são apresentadas as porcentagens de massa de traçador Eosina Y, recuperadas durante os ensaios.

	TDH	Vasc.	Massa recuperada						
	(teórico)		(%)						
Fase	(h)	(m.h ⁻¹)	UASB	UAHB					
I	6	0,78	74	67					
П	6	1,17	88	93					
Ш	6	1,56	42	57					
IV	6	1,95	89	89					

Tabela 5.13 – Porcentagem de massa de traçador recuperado nos diferentes ensaios hidrodinâmicos realizados na ETAPA I.

Na Tabela 5.13, observou-se a porcentagem de recuperação da massa de traçador, em todas as condições operacionais testadas. Nota-se na Fase III que ocorreu recuperação de 42% da massa de traçador, o que não afetou o ensaio hidrodinâmico.

Jimenez *et al.*(1988) obtiveram a recuperação de 41 a 51% em ensaios utilizando a Eosina Y na presença de biomassa e Lima (2001) avaliando a hidrodinâmica do reator RAHLF tratando o esgoto sanitário, obteve porcentagem de recuperação de 90% da massa injetada.

5.8 Avaliação da estrutura da comunidade microbiana

5.8.1 Avaliação das morfologias presentes durante a operação do reator (ETAPA I)

O monitoramento microbiológico do reator foi realizado ao final de cada etapa, durante a operação do reator; inúmeros campos foram observados por microscopias ótica, de contraste de fase e fluorescência, no acompanhamento das morfologias predominantes nas amostras da manta de lodo dos reatores UASB e UAHB.

As observações microscópicas foram realizadas conforme características dos microrganismos presentes em biodigestores anaeróbios descritos na literatura e nas informações contidas no manual de BERGEY (1989).

Nas amostras da manta de lodo dos reatores UASB e UAHB, analisados sob as técnicas supracitadas, verificaram-se as seguintes morfologias predominantes: cocos; cocos florescentes; diplococos; cocobacilos; bacilos retos; bacilos curvos; bacilos ovalados; bacilos em cadeia; espiroquetas; espirilo; filamento septado; bactérias cuja morfologia assemelharam-se aos gêneros *Desulfovibrio* sp., *Beggiatoa* sp. e *Sphaerotilus* sp.; Arqueas metanogênicas, cuja morfologia assemelhou-se aos gêneros *Methanosaeta* sp. e *Methanosarcina* sp.

Na Tabela 5.14 são apresentadas as principais morfologias encontradas na manta de lodo dos reatores ao longo da operação da ETAPA I.

TIPOS	ETAPA I	Fase I	Fase I	Fase II	Fase II	Fase III	Fase IV				
MORFOLÓGICOS	Reator	Tempo de operação (dias)									
BACTÉRIAS		Inóculo	74	97	115	137	192				
Bacilo roto	UASB	+	+	+	+	+	+				
Bacilo Telo	UAHB	+	+	+	+	+	-				
Bacilo curvo	UASB	+	+	+	+	+	+				
Bacilo cuivo	UAHB	+	+	+	+	+	+				
Bacilo ovalado	UASB	+	+	+	+	+	+				
	UAHB	+	+	+	+	+	+				
Bacilo delgado	UASB	+	+	+	+	-	+				
	UAHB	+	+	-	-	-	-				
Bacilo em cadeia	UASB	-	-	$\begin{array}{cccccccccccccccccccccccccccccccccccc$							
	UAHB	-	-	+	-	-	-				
Cocos	UASB	+	+	+	+	+	+				
00003	UAHB	+	+	+		+	-				
Cocos em cadeia	UASB	-	-	-	+	-	-				
	UAHB	-	-	-	-	-	+				
Diplococos	UASB	-	-	-	-	+	+				
Брюсосоз	UAHB	-	-	+	-	-	+				
Espiroqueta	UASB	+	-	+	-	+	-				
Lopiloqueta	UAHB	+	+	+	+	-	-				
Fenirilos	UASB	+	+	+	-	+	-				
	UAHB	+	+	+	-	-	-				
Filamentos delasdo	UASB	+	+	-	-	+	+				
	UAHB	+	+	-	-	-	-				
Filamento longo UASB +		+	+	+	+	+					
	UAHB	+	+	+	+	-	-				
Filamento sentado	UASB	+	+	+	+	+	-				
	UAHB	+	+	+	+	+	+				
ARQUEAS semelhante	ARQUEAS semelhante à:										
Mathanagaraina an	UASB	-	-	+	-	+	-				
	UAHB	-	-	+	-	-	-				
Mathanosaata so	UASB	+	+	+	+	+ - + + + + + + + + + + - + + + + + + +	+				
mellianosaela sp	UAHB	+	+	+	+		+				

Tabela 5.14 – Principais tipos morfológicos observados na manta de lodo dosreatores UASB e UAHB durante a operação na ETAPA I

Legenda : Observado(+) e Não observado (-)

Na FIGURA 5.27, são apresentadas algumas fotomicrografias referentes à amostras do reator UASB durante toda a operação da ETAPA I; na FIGURA 5.28 estão apresentadas as fotomicrografias das amostras da manta de lodo do reator UAHB.



FIGURA 5.27 – Fotomicrografias da amostra da manta de lodo, observadas durante a operação do reator UASB (ETAPA I) a) cocos, bacilos curvos semelhantes a *Desulfovibrio* sp, b) bacilo em cadeia semelhante a *Sphaerotilus* sp, c) bacilos retos d) Diplococos, bacilo reto, bacilo curvos e) Cocos em cadeia e f) bacilos retos, cocos e sarcina.



FIGURA 5.28 – Fotomicrografias da amostra da manta de lodo, observadas durante a operação do reator UAHB (ETAPA I) a) bacilo em cadeia semelhante a *Sphaerotilus* b) bacilos retos c) bacilo reto, bacilo curvo semelhante a *Desulfovibrio* sp d) bacilos curvos com inclusões e bacilos curvos semelhante a Desulfovibrio sp, e) Arquea metanogênica semelhante a Methanosaeta sp. f) estrutura microbiana semelhante a *Beggiatoa*.

De maneira geral, as amostras retiradas da manta de lodo dos reatores UASB e UAHB apresentaram grande diversidade morfológica, fato constatado, também, na análise da estrutura microbiana.

5.8.2 Análise da estrutura microbiana pela técnica do DGGE

A análise da estrutura da comunidade microbiana dos reatores UASB e UAHB foi realizada durante a primeira etapa (ETAPA I) de operação dos reatores. Foram coletadas amostras da manta de lodo, e analisadas em função das mudanças operacionais ocorridas em cada reator, ao longo da operação da ETAPA I; primeiramente foi discutida, a avaliação e comparação da estrutura da comunidade microbiana no reator UASB e, depois a do reator UAHB, e por fim uma comparação entre os reatores.

5.8.2.1 Avaliação e comparação da estrutura da comunidade microbiana ao longo da ETAPA I do reator UASB

Na FIGURA 5.29, apresenta-se o perfil das bandas padrão do DGGE dos fragmentos do DNAr 16S amplificados com *primers* 968FGC e 1392R (Domínio *Bacteria*) e com *primer* 1100FGC e 1400R (Domínio *Archaea*).



FIGURA 5.29 – Perfil das bandas padrões do DGGE dos fragmentos do DNAr 16S amplificados com *primers* 968FGC e 1392R (Domínio *Bacteria*) e com *primer* 1100FGC e 1400R (Domínio *Archaea*), utilizando amostras do reator UASB, em diferentes dias de operação.

Na análise do perfil das bandas padrão do DGGE (FIGURA 5.29), observou-se, de maneira geral, maior diversidade de populações para o Domínio *Bacteria* que para o Domínio *Archaea*. Comparada ao inóculo, a alteração mais significativa ocorreu para o Domínio *Bacteria*, com diminuição das populações, observadas nas bandas (a, d, e g) inclusive com eliminação das bandas (c) e (e); aumento de outras populações microbianas (bandas b, f e g). Para o Domínio *Archaea*, constatou-se que a população representada pela banda (C), estava presente no inóculo e permaneceu durante toda a operação do sistema (ETAPA I)

Na análise da estrutura microbiana, após 74 dias de operação (FIGURA 5.29), com evidências de que o reator se encontrava em estado de equilíbrio dinâmico aparente, já relatado anteriormente, constatou-se que houve aumento da população do Domínio *Bacteria*, representado pelas bandas (b e f) e diminuição de outras populações (a, c, e d). No Domínio *Archaea*, notou-se apenas leve crescimento da população representado pela banda (A e B). Aparentemente, não houve mudanças significativas, quando comparado com amostras de inóculo.

Após o início da Fase II (TDH = 6 h; Vasc. =1,17 m.h⁻¹), com 9 dias de operação nesta fase, (97^{0} dia de operação do sistema), constatou-se evidente diminuição das populações do Domínio *Archaea* (FIGURA 5.29). Entretanto, o Domínio *Bacteria* não foi significativamente alterado.

Com o aumento da velocidade ascensional, aumentou o grau de mistura na manta de lodo, ocasionando modificação das populações diretamente envolvidas, principalmente em função dos requerimentos nutricionais de cada população, o que talvez possa explicar a diminuição da população do domínio *Archaea*.

Com 116 dias de operação (FIGURA 5.29), 28 dias após a mudança operacional, (TDH = 6 h e Vasc.= 1,17 m.h⁻¹), houve aumento significativo da comunidade microbiana, tanto para o Domínio *Bacteria* como para o Domínio *Archaea* — como pode ser observado a presença de bandas nítidas. Verificou-

se, também, aumento de outras populações de *Archaea* (bandas A, B, e E), quando comparadas com as das bandas anteriores, em que uma população foi predominante (banda C). Portanto, houve significativa adaptação da estrutura da comunidade microbiana às condições operacionais impostas ao reator, como aumento da velocidade ascensional — refletidas tanto para o Domínio Bactéria quanto para o Domínio Archaea.

Com 21 dias após o inicio da Fase III, em que o reator era operado com TDH de 6 h e velocidade ascensional de 1,56 m.h⁻¹, observa-se na FIGURA 5.29 (137⁰ dia de operação), que houve diminuição das estruturas celulares presentes no Domínio Archaea (bandas A, B, e E), afetando também o Domínio Bactéria (d, e, e g), que pode ter sido causado principalmente pelo aumento da velocidade ascensional, que acarretou carreamento de sólidos e, conseqüentemente, perda de biomassa do sistema.

Com 47 dias após o início da Fase IV, (TDH de 6 h e Vasc. 1,95 m.h⁻¹), verifica-se, na FIGURA 5.29 (192^{0} dia de operação), que a comunidade microbiana permaneceu semelhante, em relação à banda anterior (137^{0} dia de operação), ocorrendo aparecimento de algumas populações visualizadas no Domínio Archaea pela banda (E e F) e no Domínio *Bactéria* pela banda (d).

5.8.2.2 Avaliação da dinâmica da comunidade microbiana do reator UAHB

Na FIGURA 5.30,mostra-se o perfil das bandas padrões do DGGE para o Domínio *Bacteria* e Domínio *Archaea*.



FIGURA 5.30 – Perfil das bandas padrões do DGGE dos fragmentos do DNAr 16S amplificados com *primers* 968FGC e 1392R (Domínio *Bacteria*) e com *primer* 1100FGC e 1400R (Domínio *Archaea*), utilizando amostras do reator UAHB, em diferentes dias de operação.

De maneira geral, na FIGURA 5.30 constata-se no perfil das bandas padrão do DGGE, que ocorreu maior diversidade de populações com o aumento da velocidade ascensional por meio da recirculação do efluente (perfil 116, 137 e 192) tanto para o Domínio *Bacteria* como para o Domínio *Archaea*.

Observa-se, também, que para o Domínio *Bactéria*, as bandas (a) e (e) foram eliminadas; indicando que as condições não foram favoráveis para essas populações, ao contrário da banda (b) que ficou nítida – este fato pode ser explicado como adaptação dessa população às novas características do esgoto sanitário. Nos perfis 116, 137 e 192 nota-se que a banda (d) foi favorecida com aumento de populações, influenciada pelo aumento da velocidade ascensional(FIGURA 5.30).

Para o Domínio *Archaea* (FIGURA 5.30) verificou-se que a população representada pela banda (D) manteve-se ao longo da operação do reator (ETAPA I), mesmo com os aumentos das velocidades aplicadas ao sistema. No entanto, observou-se que as velocidades ascensionais de 0,78 m.h⁻¹ (74^{0} dia de operação) e 1,17 m.h⁻¹ (97^{0} dia de operação) favoreceram a população

representada pela banda (C), enquanto as velocidades ascensionais de 1,17 m.h⁻¹ (74⁰ dia de operação),1,56 m.h⁻¹ (116⁰ dia de operação)e 1,95 m.h⁻¹ (192⁰ dia de operação) foram benéficas para as populações representadas pelas bandas (B e E).

Após início da Fase II (TDH = 6 h; Vasc. =1,17 m.h⁻¹), com 9 dias de operação nesta fase, $(97^{0} \text{ dia de operação do sistema})$, constatou-se evidente diminuição das populações do Domínio *Bacteria* (FIGURA 5.30). Entretanto, para o Domínio *Archaea* não ocorreu mudança significativa nas populações. Contudo, no perfil 116, observa-se aumento da população do Domínio Bactéria; ou seja, recuperação ou adaptação das populações microbianas à nova situação imposta ao reator.

5.8.2.3 Comparação da estrutura da comunidade microbiana dos reatores UASB e UAHB durante a operação da ETAPA I

A análise da estrutura da comunidade microbiana com a técnica do PCR / DGGE com primers para domínio Bactéria (968FGC e 1392R) e Arquea (1100FGC e 1400R) foi utilizada na comparação entre os reatores UASB e UAHB, durante as fases de operação da ETAPA I. Na FIGURA 5.31, observase a estrutura da comunidade microbiana para o Domínio Bactéria, e na FIGURA 5.32 para o Domínio Archaea.



FIGURA 5.31 – Perfil das bandas padrões do DGGE dos fragmentos do DNAr 16S amplificados com *primers* 968FGC e 1392R (Domínio *Bacteria*) utilizando amostras de lodo dos reatores UASB (R1) e UAHB(R2).



FIGURA 5.32 – Perfil das bandas padrões do DGGE dos fragmentos do DNAr 16S amplificados com *primers* 1100FGC e 1400R (Domínio *Archaea*) utilizando amostras de lodo dos reatores UASB(R1) e UAHB(R2).

De modo geral, na análise do perfil das bandas padrões do DGGE para o Domínio *Bactéria* (FIGURA 5.31), observou-se que as populações representadas pelas bandas (a e c), permaneceram nos reatores UASB e UAHB durante toda a operação da ETAPA I, aparentemente não foram afetadas pelo aumento da velocidade ascensional. A população representada pela banda (B), estava presente no inóculo, mas não se adaptou às primeiras fases de operação dos reatores (Fase I e Fase II_{inicio}), mas voltou a aumentar no fim da Fase II e permaneceu ate o final da ETAPA I.

Para o Domínio *Archaea* (FIGURA 5.32), observou-se que as populações representadas pelas bandas (C e E) permaneceram presentes em toda ETAPA I nos dois reatores; a (C), foi mais evidente que a (E). Observouse, também, aumento das populações, representadas pelas bandas (A e D), influenciadas, principalmente, pelo aumento da velocidade ascensional. A população representada pela banda (B) estava presente no inóculo e permaneceu por toda a operação no reator UAHB; entretanto no reator UASB, essa população estava presente no inóculo, mas foi prejudicada nas Fases I e Il_{início}; entretanto foi evidenciada no final da Fase II e permaneceu ate o final da ETAPA I.

Na analise do perfil das bandas padrões do DGGE, realizadas tanto para o Domínio *Bactéria* quanto para o Domínio *Archaea*, nota-se que a maior diversidade da população microbiana ocorreu no perfil 116, nos reatores UASB e UAHB, que coincide com o período em que foi constatada a melhor condição operacional imposta ao reator (TDH = 6 h e Vasc. 1,17 m.h⁻¹). sendo atingidas eficiências de remoção, em DQO, em DBO e em SST de 81%; 91% e 79% para o reator UASB e de 77%; 91% e 70% para o reator UAHB (FIGURA 5.11 e Tabela 5.7).

5.9 Resultados da ETAPA II – Fase I

5.9.1 Apresentação dos resultados da ETAPA II

Neste item, serão apresentados os resultados referentes à operação do reator anaeróbio híbrido, com inserção do material suporte na zona de reação (UAHBmod), em comparação com o UAHB com material suporte sobre as calha de coleta de gás.

O período de operação do reator, ficou compreendido entre a colocação do material suporte na zona de reação (9/10/2004) até 15/12/2004. Antes da colocação do material suporte, houve necessidade de se fazer uma interrupção na operação do sistema, diminuiu-se o nível do reator e, conseqüentemente, foi descartado do lodo do reator.

Portanto, antecedendo a partida do reator foi realizado descarte de aproximadamente 7,6 m³, da parte superior do reator, o que correspondeu a 106 kg ST; sendo 69% voláteis e 31% fixos do reator UASB. Esta mesma operação foi realizada no reator UAHB, com o intuito de, posteriormente, facilitar a comparação. No reator UAHB, foi descartado o mesmo volume (7,6 m³), mas com quantidade inferior de ST (76 kg ST - 61% volátil e 39% fixo).

Após este procedimento, no reator UASB foi inserido o material suporte na zona de reação, transformando-o em reator UAHBmod; então foi dada a repartida ao tratamento do esgoto com tempo de detenção hidráulica de 6 horas e velocidade ascensional de 0,76 m.h⁻¹(ETAPA II – Fase I).

5.9.2 Resultados da operação ETAPA II – Fase I

No inicio de operação dessa fase, foi visualmente constatada a formação de escuma, na parte superior do reator. Esta escuma possivelmente foi formada pela resina liberada do material suporte (pellet de eucalipto), a qual foi

removida por limpeza da parte superior do reator. Aproximadamente após 20 dias de operação, a formação de escuma diminuiu consideravelmente.

Após 43 dias de operação, foi realizado um perfil de amostragem temporal, para ser avaliado o desempenho do reator. Na Tabela 5.15, estão apresentados os resultados; número de amostras coletadas, valores médios, desvio padrão e valores máximo e mínimo, obtidos durante o perfil de 15 horas.

Cabe aqui destacar que, nessa segunda etapa, foi possível contar com o sistema supervisório de aquisição de dados. Portanto, ressalta-se que as variáveis: temperatura (ar e líqüido), vazão afluente dos reatores e vazão de biogás foram medida a cada 5 min, totalizando espaço amostral de 286 amostras durante o dia.

VARIÁVEIS		AFLUENTE				EFLUENTE UAHBmod				EFLUENTE UAHB					
	Ν	Х	DP	Min	Máx	N	х	DP	Min	Máx	Ν	х	DP	Min	Máx
Temperatura do Líqüido (ºC)	286	22,6	1,42	20,1	24,5										
Temperatura do Ar (ºC)		23,2	3,49	18	29,2										
Vazão Afluente (m ³ .h ⁻¹)						286	2,93	0,64	1,6	4,9	286	3,01	0,27	2,3	3,7
Vazão de Biogas (m ⁻³ .h ⁻¹)						286	0,19	0,04	0,11	0,23	286	0,17	0,07	0,06	0,25
pН	6			6,9	7,3	6			6,5	6,8	6			6,6	6,9
Alc Total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	254	61	166	347	6	359	67	288	438	6	387	40	329	442
Alc Bicarbonato(mgCaCO3.L ⁻¹)	6	225	58	134	314	6	345	67	276	423	6	372	42	313	429
Alc Parcial (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	155	41	103	222	6	238	60	166	337	6	224	37	177	288
Acidos Voláteis (mgHAC.L ⁻¹)	6	41	14	14	50	6	19	2	16	23	6	21	10	11	39
DQO Total (mg.L ⁻¹)	6	570	276	177	971	6	170	41	115	226	6	125	25	90	155
% remoção DQO Total						6	70	16	35	77	6	78	32	0	86
DQO filtrada (mg.L ⁻¹)	6	307	160	88	564	6	76	16	62	106	6	74	11	56	84
DBO (mg.L ⁻¹)		-	(amostr	a compo	osta)		-	(amostr	a compo	osta)		-	(amostr	a compo	osta)
% remoção DBO							-					-			
ST (mg.L ⁻¹)	6	645	313	133	932	6	462	247	199	887	6	396	163	133	589
STV (mg.L ⁻¹)	6	295	250	59	688	6	271	110	107	387	6	242	131	59	398
STF (mg.L ⁻¹)	6	350	279	74	709	6	191	165	55	500	6	154	112	31	326
SST (mg.L ⁻¹)	6	109	100	27	303	6	49	25	19	88	6	32	13	12	44
SSV (mg.L ⁻¹)	6	93	97	22	282	6	32	25	5	78	6	25	11	10	37
$SSE(mal)^{-1}$	6	16	10	Б	27	6	16	6	10	25	6	7	4	2	12

Tabela 5.15 – Resumo estatístico do perfil de 15h do 43° dia de operação (ETAPA II – Fase I – TDH 6 h – Vasc 0,78 m.h⁻¹).

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Min: valor mínimo; Máx: valor máximo.

Na FIGURA 5.33, podem ser observadas as curvas de temperatura, vazão afluente aos reatores, pH, alcalinidade total, ácidos voláteis, DQO de amostras brutas, DQO de amostras filtradas e concentração de sólidos suspensos totais em função da hora do dia do perfil.



FIGURA 5.33 Resultados do perfil 15h de amostragem temporal no reator, com 43 dias de operação (ETAPA II - fase I) a) Temperatura , b) vazão afluente, c) pH, d) Alcalinidade total, e) ácidos voláteis, f)DQO de amostras brutas, g) DQO de amostras filtradas e h) concentração de sólidos suspensos totais. Legenda: AFL: Afluente; UAHBmod: efluente do UAHBmod; UAHB: efluente do UAHB.

Com os dados da Tabela 5.15, pode-se constatar que o tempo médio de detenção hidráulica foi de 6,4±1,4 h para o reator UAHBmod e de 6,3±0,6 h, para o reator UAHB. A taxa média de carregamento orgânico foi de 40,6 kgDQO.d⁻¹ com carga orgânica volumétrica de 2,2 kgDQO.m⁻³.d⁻¹.

O pH variou entre 6,9 e 7,3, no afluente dos reatores; entre 6,5 e 6,8 no efluente do reator UAHBmod e, entre 6,6 e 6,9, no efluente do reator UAHB. Portanto, em faixa aceitável para o desenvolvimento do processo anaeróbio.

A alcalinidade total no afluente do sistema foi de 254±61 mg.L⁻¹; no efluente do reator UAHBmod foi de 359±67 mg.L⁻¹ e no efluente do reator UAHB foi de 387±40 mg.L⁻¹; portanto nota-se geração da alcalinidade no sistema, o que é comum em sistema anaeróbio (FIGURA 5.33.d). Os ácidos voláteis permaneceram em patamares baixos, de 19±2 mgHAc.L⁻¹, no reator UAHBmod, e de 21±10 mgHAc.L⁻¹, no reator UAHB (FIGURA 5.33.e).

Esses dados e os demais coletados no dia do perfil levam a crer, que o reator encontravam-se em estado de equilíbrio dinâmico aparente.

Na FIGURA 5.33.d, são apresentados os resultados referentes à matéria orgânica, "expressa" em DQO de amostras brutas. Foi obtida média da concentração no afluente de 570±276 mg.L⁻¹, no efluente do reator UAHBmod de 170±41 mg.L⁻¹ e de 125±61 mg.L⁻¹, para o reator UAHB, com eficiências de remoção de matéria orgânica de 70 % e 78% para os reatores UAHBmod e UAHB, respectivamente.

Na FIGURA 5.33.e, observa-se na concentração de matéria orgânica, expressa em DQO de amostras filtradas, que os efluentes dos dois reatores, em torno de 75 mg.L⁻¹, foram praticamente semelhantes.

Os comportamentos dos reatores, avaliado com relação ao parâmetro concentração de sólidos suspensos totais, são apresentados na FIGURA 5.33.f, em que nota-se que a concentração média afluente foi de 109±100 mg.L⁻¹; no afluente dos reatores, de 48±25 mg.L⁻¹; no efluente do

reator UAHBmod e, de 32±13 mg.L⁻¹, no efluente do reator UAHB. Foi obtida eficiência de remoção de sólidos de 56% e de 71% para os reatores UAHBmod e UAHB, respectivamente

Na Tabela 5.16, estão apresentados os resultados: número de amostras coletadas, valores médios, desvio padrão, valores máximos e mínimos – obtidos durante o perfil de 15 horas do 53⁰ dia de operação.

VARIÁVEIS EFLUENTE UAHBmod AFLUENTE EFLUENTE UAHB Min DP Máx Х DP Min Х DP N Х Ν Máx Ν Min Máx Temperatura do Líqüido (⁰C) 287 23,6 0,72 22,5 24.7 Temperatura do Ar (⁰C) 287 22,4 3,53 17,2 28,3 Vazão Afluente (m³.h⁻¹) 3,04 0,41 2,1 4,1 3,11 0,44 2,1 4.4 Vazão de Biogas (m⁻³.h⁻¹) 0.18 0.05 0.17 0.07 0.05 0.05 0.24 0.24 pН 6.8 7.5 6.7 7.3 6.6 7.0 Alc Total (mgCaCO₃ L⁻¹) Alc Bicarbonato(mgCaCO3.L⁻¹) Alc Parcial (mgCaCO₃.L⁻¹) Acidos Voláteis (mgHAC.L⁻¹) DQO Total (mg.L⁻¹) % remoção DQO Total DQO filtrada (mg.L⁻¹) DBO (mg.L⁻¹) (amostra composta) (amostra composta) (amostra composta) % remoção DBO ST (mg.L⁻¹) STV (mg.L⁻¹) STF (mg.L⁻¹) SST (mg.L⁻¹) SSV (mg.L⁻¹) SSF (mg.L⁻¹)

Tabela 5.16 – Resumo estatístico do perfil de 15h do 53^{\circ} dia de operação (ETAPA II – Fase I – TDH 6 h – Vasc 0,78 m.h⁻¹).

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Min: valor mínimo; Máx: valor máximo.

Na FIGURA 5.34, constam as curvas de temperatura, vazão afluente aos reatores, pH, alcalinidade total, ácidos voláteis, DQO de amostras brutas, DQO de amostras filtradas e concentração de sólidos suspensos totais em função da hora do dia do perfil.



FIGURA 5.34 – Resultados do perfil de 15h com amostragem temporal após 53 dias de operação (ETAPA II – Fase I) a) Temperatura b) Vazão Afluente, c) pH, d) alcalinidade total, e) ácidos voláteis, f)DQO de amostras brutas, g) DQO de amostras filtradas e h) concentração de sólidos suspensos totais. Legenda: AFL: Afluente; UAHBmod: efluente do UAHBmod; UAHB: efluente do UAHB.

O tempo médio de detenção hidráulica foi de 6,3±0,8 h para o reator UAHBmod e de 6,2±0,9 h, para o reator UAHB.

De modo geral, os reatores permaneceram em equilíbrio dinâmico aparente, com geração de alcalinidade e concentrações de ácidos voláteis da ordem de 20 mg.L⁻¹ (Tabela 5.16 e FIGURA 5.34).

Naquele período, foram impostas aos reatores taxa de carregamento orgânico de 38,1 kgO₂.d⁻¹ e carga orgânica volumétrica de 2,0 kgO₂.m⁻³.d⁻¹, obtendo-se eficiências de remoção de DQO, DBO e SST de 71%, 72% e 51% no reator UAHBmod e de 76%, 87% e 61% para o reator UAHB, respectivamente.

5.9.3 Resultados da operação (ETAPA II – Fase II)

No 54⁰ dia de operação, na ETAPA II, deu-se início à recirculação com intuito de aumentar a velocidade ascensional, que passou a ser de 1,56 m.h⁻¹. Nesta fase, optou-se por verificar o efeito da velocidade ascensional somente no reator UAHBmod, pois no reator UAHB a variação dessa velocidade, anteriormente havia sido testada.

Após 67 dias de operação, foi realizado um perfil de amostragem temporal. Na Tabela 5.17, estão apresentados os resultados: número de amostras coletadas, valores médios, desvio padrão, valores máximos e mínimos, obtidos durante o perfil temporal de 15 horas do reator UAHBmod.
VARIÁVEIS	AFLUENTE				EFLUENTE UASB					
	Ν	х	DP	Min	Máx	Ν	х	DP	Min	Máx
Temperatura do Líqüido (⁰ C)	287	23,9	1,1	22,4	25,9					
Temperatura do Ar (⁰ C)	287	25,2	3,4	19,4	30,7					
Vazão Afluente (m ³ .h ⁻¹)	287	3,1	0,4	1,2	4,0					
Vazão de Biogas (m ⁻³ .h ⁻¹)	287	0,11	0,1	0,03	0,2					
рН	6			6,4	6,9	6			6,3	6,6
Alc Total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	268	54	189	343	6	380	49	308	429
Alc Bicarbonato(mgCaCO3.L ⁻¹)	6	238	46	178	306	6	364	44	301	410
Alc Parcial (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	6	143	34	101	193	6	225	23	193	255
Acidos Voláteis (mgHAC.L ⁻¹)	6	42	14	15	53	6	23	9	10	36
DQO Total (mg.L ⁻¹)	6	621	250	166	834	6	162	101	47	336
% remoção DQO Total	6					6	74	9	60	83
DQO filtrada (mg.L ⁻¹)	6	224	91	63	314	6	70	28	41	116
DBO (mg.L ⁻¹)		497 (amostra composta)				61 (amostra composta)				
% remoção DBO							87			
ST (mg.L ⁻¹)	6	363	97	210	462	6	196	54	125	291
STV (mg.L ⁻¹)	6	265	94	131	404	6	127	37	82	185
STF (mg.L ⁻¹)	6	98	37	54	134	6	69	49	11	141
SST (mg.L ⁻¹)	6	237	72	98	291	6	75	32	46	126
SSV (mg.L ⁻¹)	6	197	63	89	265	6	63	25	33	91
SSF (mg.L ⁻¹)	6	41	20	9	62	6	12	14	1	37

Tabela 5.17 – Resumo estatístico do perfil de 15h do 67° dia de operação (ETAPA II – Fase II – TDH 6 h – Vasc 1,56 m.h⁻¹).

O tempo médio de detenção hidráulica foi de 6,2±0,8 h, sendo impostas aos reatores taxa de carregamento orgânico de 46,2 kgDQO.d⁻¹ e carga orgânica volumétrica de 2,5 kgDQO.m⁻³.d⁻¹

Na FIGURA 5.35, constam as curvas de temperatura, vazão afluente aos reatores, pH, alcalinidade total, ácidos voláteis, DQO de amostras brutas, DQO de amostras filtradas e concentração de sólidos suspensos totais em função da hora do dia do perfil



FIGURA 5.35 – Resultados do perfil de 15h com amostragem temporal após 67 dias de operação (ETAPA II – Fase II) a) Temperatura b) Vazão Afluente, c) pH, d) alcalinidade total, e) ácidos voláteis, f)DQO de amostras brutas, g) DQO de amostras filtradas e h) concentração de sólidos suspensos totais. Legenda: AFL: Afluente; UAHBmod: efluente do UAHBmod

De modo geral, após o aumento de velocidade ascensional, o reator permaneceu em estado de equilíbrio dinâmico aparente, com geração de alcalinidade e concentrações de ácidos voláteis da ordem de 40 mg.L⁻¹; não foi detectado qualquer distúrbio visível do processo anaeróbio (Tabela 5.17 e FIGURA 5.35).

Com relação à concentração de sólidos suspensos totais (FIGURA 5.35.h), nota-se às 16 horas, ocorreu aumento da concentração de sólidos suspensos totais no efluente, o que também ocorreu com a DQO de amostras brutas, das 16 horas (FIGURA 5.35.f).

Na FIGURA 5.35.f, nota-se que a DQO efluente do reator UAHBmod, acompanha a concentração afluente defasada da remoção de matéria orgânica. Esta característica é muito comum em reatores UASB, o que leva a crer que o material suporte colocado na zona de reação não tem conseguido reter a biomassa dentro do reator. Isso aconteceu com o reator UASB quando foi operado com tempo de detenção hidráulica de 6 h e velocidade ascensional de 1,56 m.h⁻¹(FIGURA 5.12.d). Este problema pode ser devido ao período curto de operação do reator UAHBmod, de não ter ocorrido ainda a aderência microbiana no material suporte.

Mesmo assim Nota-se, que o reator obteve remoção média de DQO, de 74%; de DBO de 87% e de SST de 68%, — eficiências consideradas relativamente boas, no que tange ao item remoção de matéria orgânica, preconizado na legislação federal.

5.9.4 Avaliação da operação dos reatores da ETAPA II

A avaliação operacional dos reatores UAHB e UAHBmod, foi realizada com base nos perfis de amostragens temporais, anteriormente, discutidos.

Na operação da ETAPA II obteve-se, em média, produção específica de lodo de aproximadamente 0,13 g SSV.gDQOrem⁻¹ para o reator UAHBmod e de 0,09 gSSV.gDQOrem⁻¹ para o reator UAHB em relação à DQO removida. A produção específica de sólidos, em relação à DQO aplicada, foi, em média de 0,11 gSST.gDQOaplicada⁻¹, para ambos os reatores. Estes valores resultaram

próximos aos relatados na ETAPA I e condizentes com a literatura técnica científica que menciona valores na faixa de 0,1 a 0,2 kgSSV.kgDQOaplicada⁻¹.

Utilizando a metodologia proposta por Cavalcanti et *al* (2002) — que apresenta o fracionamento da matéria orgânica em DQO nas frações mSe, mSx e mSd — as frações foram calculadas pelas equações descritas na metodologia (Equações 4.6, 4.7 e 4.8), e os resultados estão apresentados na FIGURA 5.36.



FIGURA 5.36 – Fracionamento da matéria orgânica em DQO para o efluente, massa convertida em lodo e digerido a metano, durante a ETAPA II a) reator UAHBmod e b) reator UAHB.

Observa-se, de maneira geral, que o resultado médio das frações foram: de 0,16, para mSx; de 0,13, para mSe, e, de 0,71 para o mSd, na Fase I da ETAPA II do reator UAHBmod (FIGURA 5.36.a). Os valores do mSx e do mSe são pouco superiores que aqueles determinados nos reatores UASB e UAHB, quando operados na mesma condição operacional (FIGURA 5.24 – 80⁰ dia de operação).

Na FIGURA 5.36.b, observa-se que a fração mSe, que representa a conversão da matéria orgânica presente no efluente, foi semelhante à da ETAPA I, (FIGURA 5.24.b - 80⁰ dia de operação); a fração representada pela mSx, foi levemente superior, mas dentro de uma certa faixa.

5.10 Considerações finais sobre a operação dos reatores.

Os reatores UASB, UAHB e UAHBmod apresentaram eficiências de remoção de matéria orgânica muito semelhantes quando operados com tempo de detenção hidráulica de 6 horas e velocidade ascensional de 0,78 m.h⁻¹, pois a maior parcela da remoção da matéria orgânica foi degradada na parte inferior do reator, onde a concentração de biomassa é maior.

O reator UASB foi operado por período de 200 dias (ETAPA I), com tempo de detenção hidráulico de 6 horas, tratando esgoto sanitário com temperatura do líquido em torno de 23⁰C; após atingir o estado de equilíbrio dinâmico aparente (80⁰dia de operação), obteve média de remoção no período: de: 69 % em DQO, 85 % em DBO e 58% em SST.

Cabe destacar aqui, que a eficiência média obtida pelo reator UASB foi muito significativa; isso comprova que, quando o reator UASB é bem projetado e bem operado, pode até atingir eficiências superiores às preconizadas na legislação ambiental brasileira — quanto ao item de remoção de matéria orgânica.

Com aumento da velocidade ascensional para 1,17m.h⁻¹, o reator UASB atingiu a melhor performance no tratamento do esgoto sanitário, obtendo eficiências de remoção de 81% em DQO, 91% em DBO e 79% em SST.

Entretanto, com aumento das velocidades ascensionais para 1,56 m.h⁻¹ e 1,95 m.h⁻¹ houve diminuição da eficiência de remoção devido ao aumento da concentração de sólidos suspensos no efluente, acarretando aumento da concentração de DQO no efluente e conseqüente diminuição na eficiência do processo.

O reator UAHB foi operado por período de 200 dias (ETAPA I), com tempo de detenção hidráulica de 6 horas, tratando esgoto sanitário, com temperatura do líquido em torno de 23ºC, após atingir o estado de equilíbrio

dinâmico aparente (80ºdia de operação), obteve média de remoção no período: de 71 % em DQO, 89 % em DBO e 72 % em SST.

O reator UAHB atingiu a melhor performance no tratamento do esgoto sanitário, operando com tempo de detenção hidráulico de 6 horas, velocidade ascensional de 0,78 m.h⁻¹ e com temperatura do líquido de aproximadamente 23⁰C, obtendo eficiências de remoção de 83 % em DQO, 91 % em DBO e 88 % em SST.

Com o aumento da velocidade ascensional de 0,78 m.h⁻¹ para 1,17 m.h⁻¹ e depois para 1,56 m.h⁻¹, o reator UAHB, manteve eficiências de 74% de DQO, 91% de DBO e 89% de SST na média dos 5 perfis temporais realizados ao longo do dia. Entretanto quando o reator foi operado com velocidade ascensional de 1,95 m.h⁻¹ ocorreu arraste de sólidos, diminuindo a eficiência de remoção para 77% em DBO.

Para as velocidades de 0,78 m.h⁻¹, 1,17 m.h⁻¹ e 1,56 m.h⁻¹, no reator UAHB, ocorreu certa retenção física da biomassa devido à existência do material suporte, ou por aderência, que diminuiu o arraste de sólidos do sistema evitando a queda de sua eficiência.

Devido ao material suporte dentro da unidade, o reator UAHB demonstrou ser menos susceptível à variação da DQO no afluente do que o reator UASB, fato esse que vem corroborar a afirmativa que o material suporte propicia maior retenção da biomassa no reator, com conseqüente diminuição do arraste de sólidos.

O reator UAHBmod foi operado por período de 67 dias (ETAPA II), com tempo de detenção hidráulica de 6 horas, tratando esgoto sanitário, com temperatura do líqüido em torno de 23⁰C, após atingir o estado de equilíbrio dinâmico aparente (43⁰dia de operação), obteve média de remoção no período: de 71 % em DQO, 79 % em DBO e 57 % em SST.

Com aumento da velocidade para 1,56 m.h⁻¹, o reator UAHBmod, obteve melhor desempenho operacional alcançando eficiências de 71 % de DQO, 79 % de DBO e 57% de SST.

Pelas estimativas do tempo de retenção celular, foi constatado que o reator UASB obteve TRC médio de 62 dias durante a ETAPA I, enquanto o reator UAHB foi de 112 dias em média, atingindo picos de 180 dias. Constatouse também que, no reator UASB, com aumento da velocidade ascensional, ocorreu diminuição do tempo de retenção celular. Entretanto, este fato aconteceu no reator UAHB, somente quando era aplicada velocidade de 1,95 m.h⁻¹.

5.11 Balanço material no equilíbrio dinâmico aparente.

Com vistas a uma melhor interpretação da dinâmica de remoção da matéria orgânica nos reatores UASB, UAHB e UAHBmod, promoveu-se o equacionamento material dos reatores, em DQO, — para abordagem meramente exploratória.

Para a realização do balanço de massa foram utilizados os dados referentes à média dos perfis temporais da ETAPA I, para o reator UASB. Para o reator UAHB e UAHBmod foi utilizada a média dos perfis realizados Na ETAPA II. Cabe ressaltar que, para o reator UAHB, foi escolhido o perfil da ETAPA II, devido à quantidade e qualidade dos dados de medição de vazão afluente e da vazão do gás, para com isso aumentar a precisão dos resultados.

A FIGURA 5.37, e a representação esquemática do balanço material da DQO nos reatores, operando em equilíbrio dinâmico aparente, tendo como base de cálculo um dia de operação.



FIGURA 5.37 – Representação esquemática do balanço material

De acordo com as vias de destinação da DQO afluente, admitidas na FIGURA 5.37, pôde-se estabelecer o equacionamento do balanço material conforme Equação abaixo.

$$Fr = \frac{(Mlodo + Mg\acute{as} + Mescape + Mefl + Msulfato)}{(Mafl)}$$

Em que:

F_R: fator de recuperação da matéria orgânica em DQO;
M_{afl}: massa diária de DQO no afluente;
M_{efl}: massa diária de DQO remanescente no efluente;
M_{gás}: massa diária de DQO como metano medido;
M_{escape}: massa diária de DQO como escape de metano não medido;
M_{lodo}: massa diária de DQO convertida em biomassa;
Msulfato : massa diária de DQO equivalente à redução do sulfato.

Na Tabela 5.18, apresentam-se os valores médios referentes aos perfis de amostragens temporais utilizados para a analise do balanço de massa.

Tabela 5.18 – Valores médios diários da ETAPA I (UASB) e da ETAPAII (UAHB e UAHBmod) dos principais variáveis monitoradas em equilíbrio dinâmico aparente.

Variável	UASB	UAHB	UAHBmod
DQO _B Afluente (g.m ⁻³):	584	543	543
DQO _B Efluente (g.m ⁻³):	180	123	161
DQO _F Afluente(g.m ⁻³):	352	283	283
DQO _F Efluente(g.m ⁻³):	106	68	71
SSV Afluente(g.m ⁻³):	85	110	110
SSV Efluente(g.m ⁻³):	39	36	46
Q _{AFL} vazão esgoto(m ³ .d ⁻¹):	71,0	73,4	71,6
Q _{Gas} vazão biogás (m ³ .d⁻¹)::	4,8	4,1	4,4
Temperatura (⁰ C)	24	23	23
Y obs (gSSV / gDQOrem)	0,12	0,09	0,13

O desenvolvimento do equacionamento será apresentado em função dos dados referentes ao do reator UASB. Para os reatores UAHB e UAHBmod, foram utilizadas a mesma seqüência metodológica de cálculo.

Pelos resultados do monitoramento da fase líquida do reator UASB, a carga orgânica média diária afluente, em DQO, foi de 41,5 kgDQO.d⁻¹ e a efluente foi de 12,8 kgDQO.d⁻¹, com remoção média diária de material orgânico do afluente do UASB, expressa em DQO, de 28,7 kgDQO/d (= M_{afl} - M_{efl}).

A parcela da DQO removida e convertida em biomassa foi estimada a partir do coeficiente específico de produção de lodo calculado nos itens 5.6.3 e 5.9.4.

Utilizou-se o valor de Y de 0,12 gSSV.gDQO⁻¹ removida, biomassa (lodo) gerada transformada em termos de DQO pelo fator de 1,48 gSSV.gDQO⁻¹, apresentado por VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), com valor médio de uma suspensão bacteriana, subsidiados por diversos valores

experimentais citados na literatura. Avaliou-se então, em 18% o percentual de DQO removida convertida em biomassa, redundando em 5,1 kgDQO.d⁻¹ (M_{lodo}) .

Os registros dos valores da produção de biogás e de sua composição por meio de cromatografia gasosa apontaram conversão média de 7,7 kgDQO.d⁻¹ (M_{gás}) correspondente a parcela estequiométrica como DQO do metano coletado.

Conforme relato de vários autores, como VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) e HULSHOFF POL *et al.*(1998), uma parcela considerável do biogás gerado no tratamento de esgoto sanitário permanece dissolvida na fase líquida, advinda do elevado percentual de metano na fase gasosa em equilíbrio com a fase líquida. Com a exposição desse efluente supersaturado de metano no ambiente externo ao reator ocorre a transferência desse gás da fase líquida para a atmosfera (escape), com o restabelecimento do equilíbrio de fases.

Para estimativa desta perda por escape, inicialmente utilizou-se a lei de Henry, conforme definida na Equação 5.1, para estimativa da fração molar de metano na fase líquida em equilíbrio com a pressão parcial do biogás dentro do reator.

 $P_m = Hx_m$

5.1

Em que:

P_m: pressão parcial de metano no biogás(atm);H:constante de Henry (atm);X_m: fração molar de metano

Em seguida, buscou-se estimar a solubilidade do metano remanescente fora do reator, adotando sua solubilidade em água, a 20⁰C e pressão atmosférica.

Considerou-se a pressão atmosférica de 1 atm e foram adotados os valores correspondentes de H= $3,76 \times 10^4$ atm, segundo Metcalf & Eddy (2003) e a solubilidade do metano de 4 ml.CH₄.L⁻¹, segundo Perry & Chilton (1985), para temperatura de 20° C.

A quantidade de metano no efluente, em equilíbrio com o biogás, dentro do reator calculada pela lei de Henry e convertida estequiometricamente em DQO foi de 4,7 kgDQO.d⁻¹. A quantidade solúvel remanescente de metano em equilíbrio com a atmosfera, calculada através da constante de solubilidade dos gases em água foi de 0,8 kgDQO.d⁻¹.

Portanto, a diferença entre a quantidade de metano no efluente em equilíbrio com o biogás dentro do reator e a quantidade solúvel remanescente, redundou na massa de escape espontâneo de metano, estequiometricamente convertida em 3,9 kgDQO.d⁻¹ (M_{escape}).

A determinação de sulfato na fase líquida foi realizada apenas em dois perfis temporais com concentração média de 28 mg.L⁻¹ afluente ao reator e por considerações estequiométricas; considerando a equivalência de 1 g da DQO removida para a redução de 1,5 g de sulfato obteve-se, então, a parcela estimada de 1,3 kgDQO.d⁻¹ (M_{sulfato}), referente a DQO removida via bactérias redutoras de sulfato.

Como resultado desta avaliação preliminar pela Equação 5.1 foi obtido o fator de recuperação de 0,74. Ou seja, o déficit para fechar o balanço é de 26 % da carga orgânica da entrada.

Na Tabela 5.19, apresentam-se os resultados obtidos para o balanço de material no equilíbrio dinâmico aparente para os reatores UASB, UAHB e UAHBmod.

Variável	UASB		UAHB		UAHBmod		
	(kg.DQO.d⁻¹)	(%)	(kg.DQO.d ⁻¹)	(%)	(kg.DQO.d⁻¹)	(%)	
M _{afl}	41,5	100	39,9	100	38,5	100	
M _{efl}	12,8	31	9,03	23	11,3	29	
M _{lodo}	5,1	12	4,1	10	6,0	15	
M _{gás} medido	7,7	19	6,6	17	7,1	18	
M _{gás} escape	3,9	9	4,0	10	4,2	11	
M _{sulfato}	1,3	3	1,4	3	1,4	4	
Fr	0,74	74	0,63	63	0,78	78	

Tabela 5.19 – Resultados obtidos do balanço do material em DQO para os reatores UASB, UAHB e UAHB mod

Como pode ser observado na Tabela 5.19, constatou-se que a matéria orgânica efluente dos reatores foi de 31%, de 23 % e 29% para os reatores UASB, UAHB e UAHBmod, respectivamente. Esses resultados estão de acordo com a literatura técnica científica, que afirma que o material não convertido em biogás ou em biomassa, que deixa o reator como material não degradado, estava na faixa de 10 a 30 % da carga orgânica afluente.

Com relação à parcela que foi convertida em biomassa, (M_{lodo}) constatou-se ter havido crescimento de 12%, 10% e 15% para os reatores UASB, UAHB e UAHBmod, respectivamente; também, dentro da faixa de 5 a 15 % preconizada pela literatura técnica e científica.

Observou-se, também, que a parcela da matéria orgânica que foi convertida a biogás, (em média 28%, 18% medido mais 10% escape), obteve percentagens de conversão muito aquém àquelas preconizadas na literatura, a qual comenta que a maior parte do material biodegradável é convertida em biogás (cerca de 70 a 90%).

Isso leva a crer que houve outra parcela de biogás não efetivamente somada no cômputo geral. Esta parcela que foi oriunda de algum vazamento no sistema de coleta de gás, ou da linha pressurizada que leva ao selo hídrico. Conforme relato de Hulshoff Pol *et al.*(1998), parcela considerável do biogás gerado no tratamento de esgoto sanitário permanece dissolvida na fase líqüida do efluente do reator; para esgoto sanitário e temperatura de 20⁰C fica em torno de 18% da carga orgânica afluente. Portanto, pode-se inferir que houve maior quantidade do que aquela preconizada pela lei de Henry.

Então, pode-se dizer que são duas as parcelas não computadas no cômputo geral do balanço: uma referente à possíveis vazamentos de biogás, do sistema de coleta e selo hídrico; outra em função dê maior quantidade dissolvida do que a realmente calculada.

Ao se calcular o fator de recuperação da matéria orgânica em DQO, de modo geral, obteve-se variação de 63 a 78% de recuperação. Ou seja, um déficit de 26%, 37% e 22% para os reatores UASB, UAHB e UAHBmod, respectivamente.

Entretanto, cabe ressaltar que este déficit para fechar o balanço de massa não deve ser atribuído totalmente à parcela de biogás não computada, porque existem outros fatores, como: erros amostrais analíticos, advindos de hipóteses teóricas e limitações do uso de valores não originários do sistema experimental, fragilidade relativa do uso de DQO para esse fim.

6 CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos por ensaios, análises e determinações realizadas ao longo do período experimental deste trabalho podem ser tiradas as seguintes conclusões:

Pelos resultados obtidos na operação do reator UASB, concluiu-se que
 — no período de 200 dias de operação, com tempo médio de detenção hidráulica de 6 horas, com velocidades ascensionais de até 1,95 m.h⁻¹, com recirculação de até 150% da vazão afluente, após atingir o estado de equilíbrio dinâmico aparente (80⁰ dia de operação) — foram obtidos médias de remoção de 69 % em DQO e 85 % em DBO. Essas eficiências são muito significativas, que quanto ao item de remoção de matéria orgânica comprovou ser o reator UASB se bem projetado e bem operado, pode atingir até eficiências superiores às preconizadas na legislação ambiental brasileira.

• Na avaliação da recirculação no reator UASB, concluiu-se que com aumento da velocidade ascensional para 1,17m.h⁻¹ e da recirculação em 50 % da vazão afluente, o reator UASB atingiu a melhor performance no tratamento do esgoto sanitário, obtendo eficiências de remoção de 81% em DQO, 91% em DBO e 79% em SST. Entretanto, o aumento das velocidades ascensionais para 1,56 m.h⁻¹ (recirculação de 100 %) e 1,95 m.h⁻¹ (recirculação de 150 %) levou à diminuição da eficiência de remoção dado o aumento da concentração de sólidos suspensos no efluente, acarretando aumento da DQO no efluente, com conseqüente diminuição na eficiência do processo.

• Com a inserção do material suporte dentro do reator UASB e sobre as calhas de coleta de gás (UAHB), em um período de 200 dias de operação — com TDH de 6 h, com velocidades ascensionais de até 1,95 m.h⁻¹, com recirculação de até 150% da vazão afluente após atingir o estado de equilíbrio dinâmico aparente (80⁰ dia de operação), a média de remoção no período foi 71 % em DQO, 89 % em DBO, eficiências estas superiores às do UASB. Além

desses resultados, devido ao material suporte no reator UAHB, constou-se que a DQO efluente é menos susceptível à variação da DQO afluente e à diminuição do arraste de sólidos, causada pela retenção física da biomassa ou por aderência.

• Ao avaliar-se a operação do reator UAHB, verificou-se que ele atingiu a melhor performance no tratamento do esgoto sanitário, quando operado com tempo de detenção hidráulica de 6 horas, velocidade ascensional de 0,78 m.h⁻¹ (sem recirculação) e com temperatura do líqüido de aproximadamente 23⁰C, alcançando eficiências de remoção de 83 % em DQO, 91 % em DBO e 88 % em SST.

• Com o aumento da velocidade ascensional de 0,78 m.h⁻¹ (sem recirculação) para 1,17 m.h⁻¹ (recirculação de 50 %) e, depois, para 1,56 m.h⁻¹ (recirculação de 100 %), o reator UAHB, manteve eficiências de 74% de DQO, 91% de DBO e 89% de SST na média dos 5 perfis temporais realizados ao longo do dia. Entretanto quando o reator foi operado com velocidade ascensional de 1,95 m.h⁻¹ (recirculação de 150%) ocorreu arraste de sólidos, diminuindo a eficiência de remoção para 77% em DBO.

 Para velocidades de 0,78 m.h⁻¹, 1,17 m.h⁻¹ e 1,56 m.h⁻¹, no reator UAHB, ocorreu certa retenção física da biomassa devido à existência do material suporte, ou por aderência, com diminuição do arraste de sólidos, do sistema evitando a queda de sua eficiência.

• A inserção do material suporte na zona de reação do UASB (UAHBmod), no período de 67 dias de operação, com TDH de 6 horas, com velocidades ascensionais de até 1,56 m.h⁻¹, com recirculação de até 100% da vazão afluente, propiciou que fosse atingido o estado de equilibro dinâmico aparente (43⁰ dia de operação) e alcançada média de remoção de 71 % em DQO e de 79% em DBO; eficiências estas muito semelhantes às do reator UASB, Além desses resultados, devido ao material suporte na zona de reação do reator, constou-se que a DQO efluente foi influenciada pela variação da DQO afluente e, como no reator UASB, ocorreu arraste de sólidos.

• Por estudos hidrodinâmicos constatou-se que os reatores UASB e UAHB apresentaram comportamento próximo ao de mistura completa, comparado à aproximadamente 4 N-CSTR em série, para velocidade de 0,78 m.h⁻¹. Com o aumento da velocidade ascensional, os reatores apresentaram comportamento comparado à aproximadamente 2 N-CSTR em série. Também foi constatado desvio de idealidade como "zona morta" e "cauda".

• Na identificação das morfologias predominantes da manta de lodo formada nos reatores, conclui-se que ambos os reatores apresentaram grande diversidade microbiana, e verificou-se as seguintes morfologias predominantes: cocos; cocos florescentes; diplococos; cocobacilos; bacilos retos; bacilos curvos; bacilos ovalados; bacilos em cadeia; espiroquetas; espirilo; filamento bactérias cujas morfologias assemelharam-se septado; aos gêneros Desulfovibrio sp., Beggiatoa sp. e Sphaerotilus sp.; Arqueas metanogênicas, morfologia assemelhou-se aos gêneros Methanosaeta sp. cuja е Methanosarcina sp.

 Na análise da estrutura microbiana, pela técnica do DGGE, constatouse haver maior diversidade de populações com o aumento da velocidade ascensional até 1,95 m.h⁻¹ (aumento da recirculação de até 150 %), tanto para o Domínio *Bacteria* como para o Domínio *Archaea*.

7 SUGESTÕES

Diante dos resultados obtidos e das dificuldades encontradas durante esta pesquisa, para trabalhos futuros sugere-se:

- Avaliação do desempenho dos reatores UASB, UAHB e UAHBmod para o tratamento do esgoto sanitário, com tempo de detenção hidráulica inferior a 4 horas;
- Avaliação do desempenho dos reatores UASB, UAHB e UAHBmod frente às sobrecargas hidrodinâmicas, ocasionadas pela variação da vazão afluente do reator e a sobrecargas orgânicas;
- Avaliação da produção de Biogás dos reatores com vistas à produção de energia elétrica;
- Reposicionamento do material suporte dentro do reator UAHB, para parte imediatamente inferior às calhas de coleta de gás, com intuito de coletar o biogás gerado no material suporte;
- Utilização de outros materiais suportes nos reatores UAHB e UAHBmod;
- Reposicionamento das calhas de coleta de biogás, para superfície do reator;
- Adicionar porcentagem maior de material suporte dentro do reator UAHBmod, para verificar o efeito produzido no desempenho do reator;

8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFICAS

- ABNT ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TECNICAS (1993). NBR 7229 – Construção e instalação de fossas sépticas e disposição dos efluentes finais. 37p.
- ABNT ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TECNICAS (1997). NBR
 13969 Tanque séptico Unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos projeto, construção e operação 60p.
- ANDRADE NETO,C.O. de; PEREIRA,MG.; MELO,H.N. de S (2000) Materiais alternativos para o enchimento de filtros anaeróbios: conduíte cortado e tijolo cerâmico vazado. In OFICINA E SEMINARIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA, 6., Recife, anais.
- ANDRADE NETO,C.O.; CAMPOS,J.R. (1999). Capitulo 1–Introdução in CAMPOS, J.R. (Coordenador). Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. ABES, 435p.
- APHA; AWWA; WPFC. (1998). Standard methods for the examination of water and wastewater, 20th edition, American Public Health Association, Washington.
- ARAÚJO, J.C. (1995). Caracterização e evolução do biofilme em reator anaeróbio de leito fluidificado alimentado com esgoto sanitário sintético. São Carlos. 158p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- BORJA,R.; ALBA,J. e BANKS,C.J.(1995) Anaerobic digestion of wash waters derived from the purification of virgin olive oil using a hybrid reactor combining a filter and a sludge blanket Process Biochemistry vol 31.n 3.p219-224

- CAMARGO,S.A.R; NOUR,E.A.A; FILHO,B.C, BROLLEZES.T. (2001) Desempenho de um filtro anaeróbio com enchimento de bambu para o tratamento de esgoto sanitário a diferentes TDH. In: 21 congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES), João Pessoa /PB.
- CAMPOS, J. R.(1989) Remoção de DQO e de Nitrogênio em um Sistema de Três Reatores Biológicos de Filme Fixo em Série. São Paulo, Tese (Livre Doc.) Universidade de São Paulo - Escola de Engenharia de São Carlos -Departamento de Hidráulica e Saneamento, 295p.
- CAMPOS,J.R. e PEREIRA,J.A (1999) Capitulo 8–Reator anaeróbio de leito expandido/fluidificado in CAMPOS, J.R. (Coordenador). Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. ABES, 435p.
- CAVALCANTI,P.F.F (2003) Integrated application of the UASB reactor and ponds for domestic sewage treatment in tropical regions. Ph.D. thesis, subdepartment of environmental technology, Wageningen University, The Netherlands.
- CHERNICHARO, C.A.L., Van HAANDEL, A., CYBIS, L.F. and FORESTI, E. (2001). Post-treatment of anaerobic effluents in Brazil: state of the art. In *Preprints of "9th Word congress of Anaerobic Digestion*, Vol I, 747-752.
- CHERNICHARO,C.A.L. e MACHADO, R.M.G. (1998) Feasibility of the UASB / AF system for domestic sewage treatment in developing countries *Water Science & Technology* v38, n8-9, 325-332.
- CHERNICHARO,C.A.L.(1997) Reatores anaeróbios, in: "Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias", DESA/UFMG, v5, 245p.,Belo Horizonte, MG
- CRAVEIRO,A.M. (1994). Desempenho e estudos cinéticos de biodigestores híbridos com diferentes porcentagens de enchimento. São Paulo. 246p.
 Tese (doutorado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.
- de ZEEUW, W. (1987).Granular sludge in UASB reactors In: GASMAT WORKSHOP, Lunteren, The Netherlands, Proceedings. 132-145.

- DEFOUR,D.; DERYCKE,D; LIESSENS,J; PIPYN,P. (1994) Field experience with different system for biomass accumulation in anaerobic reactor technology *Water Science & Technology* v30, n12,p181-191.
- DENBICH, K. G.;TURNER, J.C.R. (1984). Chemical Reactor Theory. 3 Ed, Cambridge University Press. Cap 5, p 81-110.
- DI LALLO,R & ALBERTISON, O. E. (1961). Volatile acids by direct filtration. *Journal Water Control Federation*,v.33(4),p.356-365.
- DROSTE,R.L.;GUIOT,S.R.,GORUR,S.S. (1987) anaerobic hybrid reactors. Water Pollution Resource Journal Canada, v22, n3,474-490.
- ELMITWALLI,T.A.; SAYED,S.; GROENDIJK,L.; LIER,J.van; ZEEMAN,G. and LETTINGA,G. (2002) Decentralised treatment of concentrated sewage at low temperature in two-step anaerobic system: two upflow-hybrid septic tanks II SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA, México, Proceedings...Mérida.
- ELMITWALLI,T.A.;ZANDVOORT,M.H.;ZEEMAN,G.;BRUNING,H.; LETTINGA,G. (1999) Low temperature treatment of domestic sewage in upflow anaerobic sludge blanket and anaerobic hybrid reactors *Water Science* & *Technology* v 39 n 5 177-185.
- FERNANDES,J.A. (1985) Estudo sobre a aplicabilidade de um reator UASB-AF no tratamento de águas residuárias de conserva de tomate São Carlos. 112p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- FERNANDEZ,J.M.;OMIL,F.,MÉNDEZ,R.,LEMA,J.M. (2001) Anaerobic treatment of fibreboard manufacturing wastewater in a pilot scale hybrid USBF reactor *Water research*, v 35, n17, 4150-4158.
- FIEBIG,R. e DELLWEG,H., (1985) Comparation between the process performance of an UASB reactor and UASB fixed film combination with an acetic acid enrichment culture. *Biotechnology Letters*,v7, n7, p487-492.
- FLORENCIO,L.; KATO,M.T. and MORAIS,J.C. (2001) Domestic sewage treatment in full-scale UASB plant at Mangueira, Recife, Pernanbuco Water Sciense and Technology, v44,n4, p71-77.

- FORESTI,E (2000) Tratamento anaeróbio de despejos: histórico.São Carlos, Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo. Apostila.
- FORESTI,E (2002) Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives Water Science and Technology. 45(10), 181-186
- FORESTI,E.; FLORÊNCIO,L.;VAN HAANDEL,A.; ZAIAT,M.; CAVALCANTI,P.F.F. (1999) Capitulo 2 – fundamentos do tratamento anaeróbio in CAMPOS,J.R. (Coordenador). Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.. ABES, 435p.
- GANJIDOUST,H. E AYATI,B. (2004) Hybrid reactor kinect model in treating cellulose wastewater In X ANAEROBIC DIGESTION CONGRESS, Canada, proceedings... Montreal.
- GIJZEN,H.J. and KANSIIME,F. (1996) Comparation of start-up on upflow anaerobic sludge blanket reactor and a polyurethane carrier reactor Water Sciense and Technology, v34,n5-6, p509-515.
- GUIOT,S.R. e Van den BERG,L.,(1984) Performance and biomass retention of upflow anaerobic reactor combining a sludge blanket and a filter *Biotechnology .Letters*,.v6, p161-164.
- GUIOT,S.R. e Van den BERG,L.,(1985) Performance and biomass retention of upflow anaerobic reactor combining a sludge blanket and a filter treating sugar waste *Biotechnology. and Bioenginering*.,v27, jun.
- GUIOT,S.R.;KENNEDY,J.K.; Van den BERG,L.,(1986) Comparation of the upflow anaerobic sludge blanket and sludge bed filter, concepts <u>in</u>: ANAEROBIC TREATMENT A GROUNDWATER TECNOLOGY WATER TREATMENT CONFERENCE – Netherlands.
- GUPTA, S.K. E GUPTA,S.K. (2004) Anaerobic digestion of spent wash by hybrid and UASB reactors In X ANAEROBIC DIGESTION CONGRESS, Canada, proceedings... Montreal.

- HULSHOFF POL, L.W. (1989) The phenomenon of granulation of anaerobic sludge. Wageningen, The Netherlands.120p. (Doctoral Thesis) Agricultural University of Wageningen.
- HULSHOFF POL, L.W.; DE ZEEUW,W.J.; VELZEBOER,C.T.M.; LETTINGA,G. (1983). Granulation in UASB - reactors In: HENZE, M. ed Anaerobic treatment of wastewater in fixewd film reactors. Oxford: Pergamon Press. (*Water Science and Technology*,v.15,n.8/9 p.291-304).
- HULSHOFF POL, P.W. (1989) The phenomenon of granulation of anaerobic sludge, Ph.D thesis, Wageningen agricultural university, Wageningen, The Netherlands.
- HULSHOFF POL,L.; REBAC,S.;KATO,M.;van LIER, J; LETTINGA G(1988). Anaerobic treatment of low-strength wastewater. In TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ÁGUAS RESIDUÁLES,5. Viña del Mar, Chile
- HULSHOFF POL,L; CASTRO LOPES, S.I.de; LETTINGA,G.; LENS,P.N.L. Anaerobic sludge granulation, *water research* 38, 1376-1389.
- IMAI,T.; UKITA,M.; SEKINE, M.; NAKANISHI,H.; FUKAGAWA,M. (1998) Treatment characteristics of high strength fermentation wastewater consisting of high sulfate and ammonia by UAHB process *Water Science & Technology* v38 n8-9 377-384.
- INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATISTICA (2002) Pesquisa nacional de saneamento básico, Rio de Janeiro, 397p.
- IZA,J.,KEENAN,P.J.,SWITZENBAUM,M.S.,(1992) Anaerobic treatment of municipal solid waste landfill leachate: operation of a pilot scale hybrid UASB / AF reactor *Water Science & Technology*, v25, n7, p225-264.
- JIMENEZ B, NOYOLA A, CAPDEVILLE B, ROUSTAN M, FAUP G. (1988) Dextran blue colorant as a reliable tracer in submerged filtres. *Water Research*, v.22(10), p.1253-7.

- KATO,M.T.; ANDRADE NETO,C.O.; CHERNICHARO,C.A.L.; FORESTI,E.; CYBIS,L.F. (1999). Capitulo 3 – configuração de reatores anaeróbios in CAMPOS,J.R. (Coordenador). Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.. ABES, 435p.
- KENNEDY,J.K.; GUIOT,R.S.; GORUR,S.S; ELLIOTT,C.A.; ANDRAS,A. (1989) Media effects on performance of anaerobic hybrid reactor *Water. Research* v23, n11, p1387-1405.
- KENNEDY,K.J.; GORUR,S.S.; ELLIOTT,C.A. ANDRAS,E. and GUIOT,S.R. (1989) Media effects on performance of anaerobic hybrid reactors Water Sciense and Technology, v23, n11,p1397-1405.
- LEITAO,R.C.(2004) Robustness of UASB reactor treating sewage under tropical conditions Ph.D. thesis, sub-department of environmental technology, Wageningen University, The Netherlands.
- LETTINGA, G. (1995). Anaerobic Digestion and Wastewater treatment system. Köner Antoine van Leeuwenhoek, Vol. 67 pp. 3-28.
- LETTINGA, G., van VELSEN, A.F.M., HOBMA, S.W., de ZEEW, W. and KLAPWIJK, A. (1980). Use of the Up-flow Sludge Blanket (USB) concept for biological waste water treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology Bioengeneering.*, 22, 699–734
- LEVENSPIEL, O. (2000) Engenharia das Reações Químicas. 3ª edição. Edgard Blücher, São Paulo.
- LEW, B.; TARRE,S.; BELAVSKI,M. and GREEN, M. (2004) UASB reactor for domestic wastewater treatment at low temperatures: a comparation between a classical UASB and hybrid UASB-filter reactor Water Sciense and Technology, v49,p295-301.
- LIMA,C.A.A (2001) Tratamento de esgoto sanitário em reator horizontal de leito fixo (RAHLF) – Escala Piloto. São Carlos, 165p. Tese (doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- MACHADO,R.M.G. e CHERNICHARO,C.A.L. (1997) Avaliação do desempenho de filtro anaeróbios utilizados para o polimento de efluentes de um reator UASB In: 19 congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES), Rio de Janeiro, RJ
- MAXHAM,J.V. ; WAKAMIYA,W. (1981) Innovative biological wastewater treatment technologies applied to the treatment for biomass gasification wastewater. In: Proceedings of 35th Industrial waste conference, Purdue University, 80-94.
- MENDONÇA,N.M.(2004) Tratamento de esgoto sanitário empregando reator de leito expandido em escala plena com zonas anaeróbia e aeróbia sobrepostas: concepção, construção e operação São Carlos, 260p. Tese (doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- METCALF & EDDY (2003). Wastewater Engineering Treatment Disposal and Reuse 4^o Edition, McGraw-Hill.
- MIYAHARA,T. e HOIKE,T. (1994) Behavior of suspend solids and anaerobic bacteria in an anaerobic fix bed reactor *Water Science & Technology* v30, n12, p75-86.
- MOSQUERA-CORRAL,A.; CAMPOS,J.L.; SANCHEZ, M.; MÉNDEZ, R. (2002) Hybrid reactor for sequential methanogenesis and denitrification of fish processing wastewater <u>In</u>: II SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA, México, Proceedings...Mérida.
- NOUR,E.A.;CORAUCCI FILHO, B.; FIGUEIREDO,R.F. de STEFANUTTI, R.; CAMARGO,S.A.R. (2000) Tratamento de esgoto sanitário por filtro anaeróbio utilizando o bambu como meio suporte. In CAMPOS,J.R, coord. Tratamento de esgoto saznitário por processoa anaeróbio e disposição controlaa no solo: coletânea de trabalhos técnicos. São Carlos, PROSAB.
- OLESZIEWICZ, J.A.; THADANI, V.J. (1986) Effects of biofilter media performance of anaerobic hybrid reactors. *Environmental technology letters* v7, 445-452.

- OLIVA,L.C.H.V (1997) Tratamento de esgoto sanitário com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) protótipo: Desempenho e resposta dinâmicas as sobrecargas hidráulicas. São Carlos, 217p. Tese (doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PASSIG,F.H (1997) Estudo do desenvolvimento do biofilme e dos grânulos no filtro biológico anaeróbio. São Carlos, 128p. Dissertação (mestrado) Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PASSIG,F.H.,VILLELA,L.H., FERREIRA,O.P.(2000) Piracicamirim sewage treatment plant – Conception utilizing anaerobic process followed by aerobic process – Evaluation of operational condition and compability of the process. In: Preprints of the "VI Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic digestion". Vol I, 53-59
- PAVLOSTATHIS,S.G.; GIRALDO GOMEZ,E.(1991) Kinects of anaerobic treatment. *Water Science & Technology* v24, n8, p35-59.
- PONTES,P.P; CHERNICHARO,C.A.L.; FRADE, E.C; PORTO, M.T.R. (2003) Performance evaluation of na UASB reactor used for combined treatment of domestic sewage and excess aerobic sludge from a trickling filter. *Water Science & Technology* v48, n6, p227-234.
- REYNOLDS,P.J. e COLLERAN,E., (1986) Comparation of start-up and operation of anaerobic fixed bed and hybrid sludge bed/fixed bed reactor treating whey wastewater <u>in</u>: ANAEROBIC TREATMENT A GROUNDWATER TECHNOLOGY WATER TREATMENT CONFERENCE – Netherlands. Proceedings... Amsterdan, p515-531.
- RIPLEY,L.E.; BOYLE,W.C.; CONVERSE,J.C. (1986) Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. *Journal WPCF*, v58, 406-411.
- ROLO (2004) Pós tratamento de efluentes de reator UASB utilizando filtro biológico aerado submerso com enchimento alternativo. In: Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Natal, RN.

- SAMSOM,R.GUIOT,S.,(1985) Mixing characteristics and performance of the anaerobic upflow blanket filter (UBF) reactor *Journal Chemistry Technology Biotechnology*,v35b, p65-74.
- SANTOS (2003) Avaliação do desempenho operacional de uma ETE em escala real composta de reator UASB seguido de lagoa de polimento In: 22 congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES), Joinville /SC
- SEGUEZZO,L(2004) Anaerobic treatment of domestic wastewater in subtropical regions Ph.D. thesis, sub-department of environmental technology, Wageningen University, The Netherlands.
- SHIVAYOGIMATH,C.B. and RAMANUJAM,T.K. (1999) Treatment of distillery spentwash by hybrid UASB reactor *Bioprocess Engineering* 21, 255-259.
- SPERLING,M,von, FREIRE,V.H. and CHERNICHARO, C.A.L (2001) Performance evaluation of a UASB – Activated sludge system treating municipal wastewater *Water Sciense and Technology*, v43,n11,323-328.
- STANFORD,M.P.A.e KATO,M.(2003) Comparação de reatores UASB e Híbrido tratando esgoto sanitário In: 22 congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES), Joinville /SC
- van HAANDEL, A. C. e LETTINGA, G. (1994). Tratamento Anaeróbio de Esgoto - Um Manual para Regiões de Clima Quente. Campina Grande-PB, Brasil, EPGRAF.
- VAN LIER, J.B.; TILCHE,A.; AHRING,B.K.; MACARIE,H.; MOLETTA,M.; DOHANYOS,M.; HULSHOFF POL, L.W.; LENS,P.; VERSTRAETE,W.
 (2001) New perspectives in anaerobic digestion *Water Science & Technology*_v43, n1, 1-18.
- VIEIRA,S.M.M.; CARVALHO,J.L., BARIJAN,F.P.O. and RECH,C.M. (1994) Application of the UASB technology for sewage treatment in small community at Sumare, São Paulo state. Water Science and Technology 30(12) 203-210.
- WU, M.; WILSON, F.; TAY, J. H. (2002) Influence of media-packing ratio on performance of anaerobic hybrid reactors *Bioresource Technology* v 71 151-157.

- YOUNG, J.C. (1990). "Factors affecting the design and performace of upflow anaerobic filters." Fayetteville: Univ. of Arkansas, 33p. In: SEMINÁRIO INTERNACIONAL SOBRE DESENVOLVIMENTO DE REATORES ANAERÓBIOS. São Carlos,
- YOUNG,J.C. & McCARTY,P.L. (1969). The anaerobic filter for waste tratament. Journal Water Pollution Control Federation, v.41, n.5, p160-173.
- ZAIAT, M.; PASSIG, F.H.; FORESTI, E. (2000) Treatment of domestic sewage in horizontal-flow anaerobic immobilized sludge (HAIB) Reactor. *Envioronmental technology*, v21, p1139-1145
- ZAIAT,M. (2004) Desenvolvimento e análise de biorreatores anaeróbios contendo células imobilizadas para tratamento de águas residuárias Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Seqüenciais Tese (Livre Doc.) Universidade de São Paulo -Escola de Engenharia de São Carlos - Departamento de Hidráulica e Saneamento.
- ZAIAT,M.,CABRAL,A.K.A.,and FORESTI,E. (1994) Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo para tratamento de Águas Residuárias: Concepção e Avaliação Preliminar de Desempenho. Revista Brasileira de Engenharia Química, no. 2, 11:33-42.