

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS
DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO

**EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS DO AFLUENTE
NO DESEMPENHO E CARACTERÍSTICAS DO LODO DE REATORES
ANAERÓBIOS DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO
TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA**

Volume I

ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA

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

ORIENTADOR: Prof. Dr. Eugenio Foresti

DEDALUS - Acervo - EESC



31100016742



São Carlos

1997

Class.	TESE - EESC
Curr.	3962
	v. 1
Tombo	T 146/94

31100026742

nt 0934081

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

048e Oliveira, Roberto Alves de
Efeito da concentração de sólidos suspensos do
afluente no desempenho e características do lodo
de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com
manta de lodo tratando águas residuárias de
suinocultura / Roberto Alves de Oliveira. -- São
Carlos, 1997.

Tese (Doutorado). -- Escola de Engenharia
de São Carlos-Universidade de São Paulo, 1997.

Área: Hidráulica e Saneamento

Orientador: Prof. Dr. Eugenio Foresti

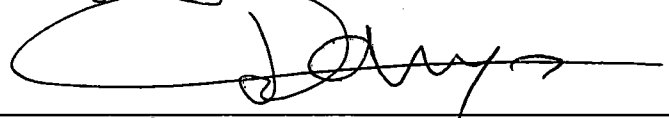
1. Tratamento anaeróbio. 2. Reator UASB. 3.
Manta de lodo. 4. Lodo granulado. 5. Águas
residuárias de suinocultura. 6. Hidrodinâmica. 7.
Bactérias Metanogênicas. I. Título

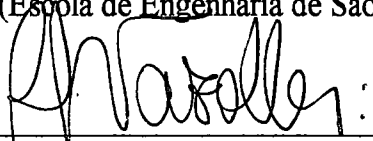
FOLHA DE APROVAÇÃO


Candidato: Engenheiro **ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA**


Tese defendida e aprovada em 11-09-1997
pela Comissão Julgadora:


Prof. Titular **EUGENIO FORESTI (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)


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


Profa. Doutora **ROSANA FILOMENA VAZOLLER**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)


Prof. Titular **SAMUEL MURGEL BRANCO**
(Faculdade de Saúde Pública - Universidade de São Paulo)


Prof. Doutor **GERALDO LIPPEL SANT'ANNA JÚNIOR**
(Universidade Federal do Rio de Janeiro - COPPE/UFRJ)

Prof. Titular **FAZAL HUSSAIN CHAUDHRY**
Coordenador da Área de Hidráulica e Saneamento


Prof. Titular **JOAO VITOR MOCCELLIN**
Vice-Presidente da Comissão de Pós-Graduação
em exercício

*“ O que adquire entendimento ama a sua alma;
o que cultiva a inteligência achará o bem.”*

*“ A sabedoria é a coisa principal;
adquire pois a sabedoria,
emprega tudo o que possues na aquisição do entendimento.
Exalta-a, e ela te exaltará; e abraçando-a tu, ela te honrará.”*

*“ Bem-aventurado o homem que acha sabedoria,
e o homem que adquire conhecimento.
Porque é melhor a sua mercadoria do que artigos de prata,
e maior o seu lucro que o ouro mais fino.
Mais preciosa é do que os rubis,
e tudo do que mais possas desejar não se pode comparar a ela.
Porque serão vida para a tua alma,
e adorno ao teu pescoço.
Então andarás confiante pelo teu caminho,
e o teu pé não tropeçará”*

*“ Pois quando a sabedoria entrar no teu coração,
e o conhecimento for agradável à tua alma,
o bom siso te guardará e inteligência te conservará”*

*“ Não sejas sábio a teus olhos;
teme ao Senhor e aparta-te do mal.
Isto será saúde para o teu âmagô,
e medula para os teus ossos”*

(Provérbios de Salomão)

*“Filho meu, ouve a instrução de teu pai,
e não deixes o ensinamento de tua mãe...”*
*“Educa a criança no caminho em que deve andar;
e até quando envelhecer não se desviará dele”*
(Provérbios de Salomão)

**À minha mãe Regina Inêz,
ao meu pai Osvaldo (*in memoriam*) e
à minha filha Beatriz,**

*por todo amor, compreensão, paciência, dedicação,
ensinamentos e pelo significado que me dão à vida,*

DEDICO este trabalho
e todo meu aprendizado na vida universitária.

AGRADECIMENTOS ESPECIAIS.

*“Sobre tudo o que se deve guardar,
guarda o teu coração,
porque dele procedem as fontes de vida”*
(Provérbios de Salomão)

À muitos familiares que gostariam de compartilhar desse momento, mas que se foram antes e deixaram marcas de amor e encorajamento para a minha vida: meus avós Antonio, Cristina e Francisca, minha tia Viló e tio Nivaldo e Dona Lair.

À minha prima Maria, meu tio Nestor e tia Lena pelo carinho, estímulo e disposição constante de ajudar.

À grande amiga e irmã Maria Helena por tudo de bom que tenho recebido de você nesses anos de convívio.

À Renata pelo querer bem, pelo carinho, compreensão, dedicação e presença constante.

AGRADECIMENTOS

Durante estes anos de vida, o aprendizado estimulante no curso de pós-graduação e na realização desta tese foi compartilhado por muitas pessoas de meu convívio particular e profissional. De muitos familiares, amigos, colegas de curso e de trabalho recebi incentivo, ajuda e apoio. A todos eles sou grato, pois as suas atitudes tornaram esse tempo mais ameno e gratificante. Houve pessoas e instituições que participaram de forma mais intensa desse período, compartilhando e/ou propiciando o alcance desse objetivo, as quais deixo registrada minha sincera gratidão.

Ao Prof. Dr. Eugenio Foresti pela orientação segura e valiosa no curso e nesta tese, pelos conselhos e conhecimentos transmitidos, pela convivência amigável, pela paciência e pelo estímulo constante.

Ao Prof. Dr. José Roberto Campos pelo apoio, estímulo e prontidão na orientação inicial no curso e durante a sua realização. Também pelas suas contribuições e do Prof. Dr. Marco Antonio Penalva Reali no exame geral de qualificação.

À Profa. Dra. Rosana Filomena Vazoller, aos Prof. Tit. Samuel Murgel Branco, Prof. Tit. José Roberto Campos e Prof. Dr. José Geraldo Lippel Sant'Anna Junior pelas contribuições apresentadas no julgamento da tese.

Aos grandes amigos e companheiros Edson Aparecido Abdul Nour, Angela dos Santos Barreto, José Tavares de Sousa, Marcelo Zaiat, Francisco José Vela e Valderi Duarte Leite pela convivência rica de momentos felizes, a qual não se restringiu às nossas relações de trabalho, e que permanece proporcionando crescimento pessoal e profissional.

À Heloísa Pozzi Gianotti pela presteza nos auxílios necessários no Laboratório de Processos Anaeróbios e pela convivência amigável.

À Prof. Dra. Rosana Filomena Vazoller e às colegas Juliana e Bernadete por propiciarem as condições e pelas sugestões para o ensaio de atividade metanogênica específica e microscopia.

Aos técnicos do Laboratório de Saneamento, Paulo Fragiácomo, José Miguel Derige (*in memoriam*), Júlio César Trofino e Maria Aparecida P. Viudes, pelo

auxílio nas análises e pelo respeito e amizade construídos nesse período de convivência.

A todos os docentes e funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos (SHS-EESC) que ofereceram as condições para a realização deste curso e trabalho.

Às secretárias da Pós-Graduação do SHS, Márcia e Pavi e Sá, e as funcionárias da Seção de Pós-Graduação e da Biblioteca da EESC pela convivência agradável e atendimento prestativo.

À Universidade Estadual Paulista - UNESP, à Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Campus de Jaboticabal e ao Departamento de Engenharia Rural pela concessão dos afastamentos, os quais possibilitaram a realização deste curso e tese.

Aos colegas docentes e funcionários do Departamento de Engenharia Rural que me incentivaram, apoiaram e ajudaram durante a realização deste trabalho. Particularmente, os Profs. Drs. Jorge de Lucas Junior, José Renato Zanini e Luiz Carlos Pavani, e os funcionários Luiz José Antonichelli, José Nivaldo Vendramin, José Pelis, Míriam Rosângela I. Flório e Davi Aparecido Trevizolli.

Aos colegas do Laboratório de Processos Anaeróbios, Juliana, Bernadete, Flávia, Jenny, Márcio, Claudia, Tsunao, Isabel, Squilaci, Viviane, Lorena, Ivana e Ariuska pela convivência agradável durante a execução da pesquisa.

Ao Arthur, Deize, Déiza, Lúcia, Márcia, Ruth, Jean, Fernando, Rosana e a todos colegas de curso que propiciaram momentos de amizade e felicidade nestes anos de convivência.

À colega Prof. Dra. Maria Lúcia S. Paterniani pelo apoio, incentivo e paciência no seu auxílio durante minha ausência de Jaboticabal.

Ao técnico do Laboratório de Microscopia Eletrônica de Varredura do IFSC-USP, Marcelo de Assunção P. da Silva, pelo auxílio nos exames e nas microanálises de raio X.

À CAPES pela concessão da bolsa de estudos e a FAPESP pelo auxílio financeiro para realização da pesquisa.

E o maior agradecimento a Deus pela vida, saúde, amor, felicidade e paz.

SUMÁRIO

Volume I

LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS	xi
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS	xviii
RESUMO	xxi
ABSTRACT	xxii
1. INTRODUÇÃO	1
2. REVISÃO DE LITERATURA	6
2.1. Tratamento anaeróbio	6
2.2. Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB)	13
2.2.1. Aspectos gerais	13
2.2.2. Hidrodinâmica e distribuição do lodo	18
2.2.3. Granulação	23
2.2.4. Tecnologia do tratamento anaeróbio em reatores UASB: aplicabilidade e projeto	46
2.3. Aspectos quantitativos e qualitativos dos resíduos de suinocultura	63
2.4. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios não convencionais (de alta taxa)	78
3. MATERIAIS E MÉTODOS	93
3.1. Local	93
3.2. Instalações experimentais	93
3.3. Água residuária	96
3.4. Descrição da operação dos sistemas	98
3.5. Procedimentos de partida	101
3.5.1. Lodo de inóculo	101
3.5.2. Partida	102
3.6. Afluentes, efluentes e biogás: exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos não metálicos	103
3.6.1. Amostragem	103
3.6.2. Metodologia e frequência	103

3.7. Manta de lodo: exames físicos, microbiológicos e microanálise de energia dispersiva de raio X (EDX)	106
3.7.1. Altura e volume da manta e descarte de lodo.	106
3.7.2. Microscopia óptica	108
3.7.3. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) e microanálise de energia dispersiva de raio X (EDX).....	108
3.7.4. Atividade metanogênica específica	110
3.8. Ensaio de hidrodinâmica	115
3.8.1. Ajuste de modelos matemáticos uniparamétricos para escoamento não ideal aos dados experimentais.....	116
3.8.2. Aplicação de modelo matemático multiparamétrico para escoamento não ideal aos dados experimentais	119
3.9. Operações de manutenção das unidades experimentais.....	120
4. RESULTADOS	122
4.1. Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos não metálicos nos afluentes, efluentes e biogás	122
4.1.1. Temperaturas do ar, do afluente e do efluente.....	123
4.1.2. Demanda química de oxigênio	125
4.1.3. Sólidos suspensos.....	131
4.1.4. Produção de metano	136
4.1.5. Nitrogênio total, orgânico e amoniacal.....	141
4.1.6. Fósforo total.....	148
4.1.7. pH, alcalinidade e ácidos voláteis.....	151

Volume II

5. DISCUSSÃO	158
5.1. Partida.....	158
5.2. Desempenho dos reatores UASB operados à temperatura ambiente.....	163
5.2.1. Comportamento geral das características do afluente e efluente em relação à DQO e SS	163
5.2.2. Fase 1: reatores 1 e 2.....	164
5.2.3. Fase 2: reatores 1 e 2.....	185

5.2.4. Avaliação conjunta do desempenho dos reatores UASB operados à temperatura ambiente.....	207
5.3. Desempenho dos reatores UASB operados com temperatura controlada a 25 e 30°C	225
5.3.1. Reatores 1 e 2 na fase 2 (TDH = 12 h)	225
5.3.2. Considerações gerais sobre o desempenho dos reatores UASB operados a 25 e 30°C e TDH de 12 h	245
5.4. Manta de lodo.....	249
5.4.1. Altura e volume na zona de reação, forma e aparência, e concentração de SST e SSV	249
5.4.2. Distribuição das populações bacterianas e composição química do lodo granulado.....	257
5.4.3. Estimativas da produção diária e da taxa de acumulação de lodo na manta.....	288
5.4.4. Flotação de lodo da manta.....	291
5.4.5. Atividade metanogênica específica	313
5.5. Hidrodinâmica dos reatores UASB.....	321
6. CONCLUSÕES	332
7. RECOMENDAÇÕES	340
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	343

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Esquema simplificado de um reator UASB	17
Figura 2. Energia livre de aderência (ΔG_{ad}) de duas bactérias idênticas com diferentes valores de γ_{BV} (tensão superficial da bactéria) como uma função de γ_{LV} (tensão superficial do líquido).....	29
Figura 3. Estrutura de arranjo proposta para população no grânulo, relacionada com o modelo de difusão de substrato e produto para grânulos alimentados com glicose, adaptado do modelo de McCarty & Smith (1986) para alimentação de biofilme com etanol e propionato (Fonte: GUIOT et al., 1991).....	33
Figura 4. Esquema da unidade experimental.....	94
Figura 5. Vista lateral cotada do reator UASB.....	95
Figura 6. Esquema do gasômetro.....	97
Figura 7. Unidades experimentais operadas à temperatura ambiente.....	99
Figura 8. Unidades experimentais operadas com temperatura controlada a 25°C e 30°C.....	99
Figura 9. Amostra de lodo granulado utilizado como inóculo (A - lodo bruto, B - lodo lavado).....	102
Figura 10. Leituras das temperaturas máxima e mínima do ar durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.....	123
Figura 11. Leituras das temperaturas do afluente e efluente durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.....	124
Figura 12. Variações da: a) DQO total, b) concentração de SST, c) produção e composição do biogás, d) concentração de ácidos voláteis totais (AVT) e pH durante a partida do reator 1 na fase 1	159
Figura 13. Variações da: a) DQO total, b) concentração de SST, c) produção e composição do biogás, d) concentração de ácidos voláteis totais (AVT) e pH durante a partida do reator 2 na fase 1.....	160
Figura 14. Lodo coletado no ponto 5 (parte superior da manta, conforme Figura 5) do reator 1 na fase 1 aos 59 dias de operação com TDH de 30 h e operação a temperatura ambiente, durante a partida (A - lodo bruto e	

B - lodo lavado).....	161
Figura 15. Lodo coletado no ponto 5 (parte superior da manta, conforme Figura 5) do reator 2 na fase 1 aos 59 dias de operação com TDH de 30 h e operação a temperatura ambiente, durante a partida (A - lodo bruto e B - lodo lavado).....	161
Figura 16. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 1 na fase 1: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas eficiências de remoção.	166
Figura 17. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 2 na fase 1: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas eficiências de remoção	167
Figura 18. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 1 na fase 1: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST	168
Figura 19. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 2 na fase 1: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST	169
Figura 20. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 1 na fase 1	171
Figura 21. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 2 na fase 1	172
Figura 22. a) Produção diária e composição do biogás e b) produção específica de CH ₄ no reator 1 na fase 1	174
Figura 23. a) Produção diária e composição do biogás e b) produção específica de CH ₄ no reator 2 na fase 1	175
Figura 24. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 1 na fase 2: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas eficiências de remoção	187
Figura 25. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 2 na fase 2: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas	

eficiências de remoção	188
Figura 26. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 1 na fase 2: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST	189
Figura 27. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 2 na fase 2: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST	190
Figura 28. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 1 na fase 2	192
Figura 29. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 2 na fase 2	193
Figura 30. a) Produção diária e composição do biogás e b) produção específica de CH ₄ no reator 1 na fase 2	195
Figura 31. a) Produção diária e composição do biogás e b) produção específica de CH ₄ no reator 2 na fase 2	196
Figura 32. Relação entre os valores médios de: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m ⁻³ .d ⁻¹) e taxa de carregamento de sólidos (TCS em kg SSV.m ⁻³ .d ⁻¹) e b) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV) em kg DQO total.m ⁻³ .d ⁻¹ e kg DQO dissolvida.m ⁻³ .d ⁻¹ , aplicadas nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2	208
Figura 33. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de DQO total e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m ⁻³ .d ⁻¹) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m ³ .m ⁻³ .d ⁻¹) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2	210
Figura 34. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de SST e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m ⁻³ .d ⁻¹) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m ³ .m ⁻³ .d ⁻¹) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2	211
Figura 35. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de DQO dissolvida e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em	

- kg DQO total.m⁻³.d⁻¹) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m³.m⁻³.d⁻¹) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.....212
- Figura 36. Relação entre os valores médios de produção volumétrica de metano e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m⁻³.d⁻¹) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m³.m⁻³.d⁻¹) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.....214
- Figura 37. Relação entre os valores médios de produção específica de metano e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m⁻³.d⁻¹) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m³.m⁻³.d⁻¹) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.....215
- Figura 38. Relação entre os valores médios de produção diária de lodo acumulado na manta e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m⁻³.d⁻¹) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m³.m⁻³.d⁻¹) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.....217
- Figura 39. Relação entre os valores médios de taxa de acumulação de lodo na manta e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m⁻³.d⁻¹) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m³.m⁻³.d⁻¹) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.....218
- Figura 40. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m⁻³.d⁻¹) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m³.m⁻³.d⁻¹) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2221
- Figura 41. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de nitrogênio orgânico (N-org.) e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m⁻³.d⁻¹) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m³.m⁻³.d⁻¹) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2222
- Figura 42. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de fósforo total (P-total) e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m⁻³.d⁻¹) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m³.m⁻³.d⁻¹) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2224
- Figura 43. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 1 na fase 2 durante a operação com TDH de 12 h e temperatura

controlada a 25°C e 30°C: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas eficiências de remoção	227
Figura 44. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 2 na fase 2 durante a operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas eficiências de remoção	228
Figura 45. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 1 na fase 2 durante a operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST.....	229
Figura 46. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 2 na fase 2 durante a operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST.....	230
Figura 47. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 1 na fase 2 durante e operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C.....	233
Figura 48. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 2 na fase 2 durante e operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C.....	234
Figura 49. a) Produção e composição do biogás e b) produção específica de CH ₄ no reator 1 na fase 2 durante e operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C.....	236
Figura 50. a) Produção e composição do biogás e b) produção específica de CH ₄ no reator 2 na fase 2 durante e operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C.....	237
Figura 51. Valores médios das concentrações de NTK, N-am. e N-org. do afluente e efluente dos reatores 1 e 2 na fase 2 operados à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C	248

- Figura 52. Altura da manta e volume de lodo na zona de reação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2..... 250
- Figura 53. Lodo coletado no ponto 5 (parte superior da manta, conforme Figura 5) do reator 2 na fase 2 aos 387 dias de operação com TDH de 12 h e operação à temperatura ambiente (A - lodo bruto e B - lodo lavado)..... 252
- Figura 54. Lodo coletado no ponto 4 (parte intermediária da manta, conforme Figura 5) do reator 2 fase 2 aos 387 dias de operação com TDH de 12 h e operação à temperatura ambiente (A - lodo bruto e B - lodo lavado) 252
- Figura 55. Lodo coletado no ponto 2 (parte inferior da manta, conforme Figura 5) do reator 2 na fase 2 aos 387 dias de operação com TDH de 12 h e operação à temperatura ambiente (A - lodo bruto e B - lodo lavado)..... 253
- Figura 56. Concentração de SSV do lodo descartado da manta de lodo do: a) reator 1 na fase 1, b) reator 2 na fase 1, c) reator 1 na fase 2 e d) reator 2 na fase 2 (a localização dos pontos de retirada do lodo está apresentada na Figura 5) 255
- Figura 57. Elétron-micrografia da camada superficial do grânulo coletado na região intermediária da manta (ponto 4, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente. 259
- Figura 58. Elétron-micrografia das primeiras camadas internas da parede de grânulo coletado na região superior da manta de lodo (ponto 5, indicado na Figura 5) do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente..... 259
- Figura 59. Elétron-micrografia da camada mediana da parede de grânulo coletado na região superior da manta de lodo (ponto 5, indicado na Figura 5) do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente. 261
- Figura 60. Elétron-micrografia das camadas adjacentes ao centro de grânulo coletado na região superior da manta de lodo (ponto 5, indicado na Figura 5) do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente..... 262
- Figura 61. Elétron-micrografia da superfície interna de grânulo coletado na região inferior da manta de lodo (ponto 2, indicado na Figura 5) do reator 1

- na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente..... 263
- Figura 62. Elétron-micrografia da camada superficial de grânulo coletado na região intermediária da manta de lodo (ponto 4, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente 267
- Figura 63. Elétron-micrografia da camada mediana de grânulo coletado na região inferior da manta de lodo (ponto 2, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente..... 268
- Figura 64. Elétron-micrografia da camada adjacente ao centro de grânulos coletados nas regiões inferior e intermediária da manta de lodo (pontos 2 e 4, indicados na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente..... 269
- Figura 65. Elétron-micrografia de grânulos das regiões superior e intermediária da manta de lodo (pontos 5 e 4, indicados na Figura 5) dos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operados à temperatura ambiente, apresentando feixes de filamentos longos de bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta*, na camada externa do grânulo.... 271
- Figura 66. Fotografia obtida por meio de microscopia óptica com contraste de fase (ocular 10, objetiva 100 e zoom 1,25) de filamentos longos de bactérias encontradas em material suspenso da região intermediária da manta (ponto 4, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 1 com TDH de 8 h 273
- Figura 67. Fotografia obtida por meio de microscopia óptica com contraste de fase (ocular 10, objetiva 100 e zoom 1,25) de microrganismo semelhante a protozoário ciliado observado em material suspenso da região intermediária da manta (ponto 4, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 1 com TDH de 8 h 274
- Figura 68. Esquema proposto de distribuição estruturada em camadas e da composição bacteriana dos grânulos examinados nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h, adaptada de FANG et al. (1994) e GUIOT et al. (1991) 276
- Figura 69. Elétron-micrografia de minerais precipitados em grânulos coletados

- nas regiões inferior e intermediária da manta de lodo (pontos 2 e 4, indicados na Figura 5) dos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operados à temperatura ambiente 278
- Figura 70. a) Elétron-micrografia e b) microanálise de raio X (EDX) de mineral precipitado no grânulo coletado na região superior da manta de lodo (ponto 5, indicado na Figura 5) do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente 279
- Figura 71. Elétron-micrografia de feixes de filamentos de bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta* envolvendo mineral precipitado em grânulo coletado na região inferior da manta de lodo (ponto 2, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente 280
- Figura 72. Elétron-micrografia de grânulo formado ao redor de partícula mineral (a), com crescimento aderido de bactérias semelhantes ao gênero *Methanosaeta* (b) e análise por EDX da partícula mineral (c); coletado na região inferior da manta de lodo (ponto 2, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente. 282
- Figura 73. Elétron-micrografia mostrando a localização do pontos de análise da composição química, por meio de EDX pontual, na parede de grânulo da região inferior da manta de lodo (ponto 2, indicado na Figura 5) do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C 283
- Figura 74. Gráficos de distribuição quantitativa, obtidos por microanálise de EDX em linha, dos elementos químicos P, Ca, S, Mg, Fe, Zn, Al e Si ao longo da parede de grânulo (camada externa → camada interna) coletado da região inferior (ponto 2, indicado na Figura 5) da manta dos reatores 1(a) e 2(b) na fase 2 operado à temperatura controlada a 30°C 287
- Figura 75. Estimativas da produção diária de lodo acumulado (a e b) e taxa de acumulação de lodo (c e d) na manta dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2. 290
- Figura 76. Elétron-micrografia de grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a

- 30°C, apresentando o fendilhamento concêntrico e contínuo: a) observação geral do grânulo cortado transversalmente e b) observação de detalhe da fenda mostrando a separação nítida das camadas..... 296
- Figura 77. Elétron-micrografia de grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C: a) observação das populações bacterianas presentes na camada externa em relação a fenda na parede do grânulo e b) observação das populações bacterianas presentes na camada interna em relação a fenda na parede do grânulo..... 297
- Figura 78. Elétron-micrografia de grânulo flotado da manta de lodo do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente, apresentando a região central vazia e a fenda concêntrica contínua na parede do grânulo, cortado transversalmente..... 298
- Figura 79. Elétron-micrografia de grânulo da região inferior da manta (ponto 2, conforme Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente, apresentando “canais” de saída do gás entre feixes de filamentos de bactérias semelhantes à *Methanosaeta* sp, na camada interior do grânulo..... 298
- Figura 80. Elétron-micrografia de grânulo flotado da manta de lodo do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C, apresentando bactérias metanogênicas semelhantes a *Methanosaeta* sp na camada externa 301
- Figura 81. Elétron-micrografia de grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C: a) região da camada externa com presença de vários minerais precipitados e b) detalhe de minerais precipitados..... 303
- Figura 82. Elétron-micrografia (a) e gráfico da composição química (b), obtida por meio de EDX, de mineral precipitado em grânulo flotado da manta de lodo do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C 304
- Figura 83. Elétron-micrografia (a) e gráfico da composição química (b), obtida por meio de EDX, de mineral precipitado em grânulo flotado da manta

- de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C 305
- Figura 84. Elétron-micrografia (a) e gráfico da composição química (b), obtida por meio de EDX, de mineral precipitado em grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C 306
- Figura 85. Elétron-micrografia mostrando a localização dos pontos de análise da composição química, por meio de EDX pontual, na parede de grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C 307
- Figura 86. Gráficos de distribuição quantitativa, obtidos por microanálise de EDX em linha, dos elementos químicos P, Ca, S, Mg, Fe, Zn, Al e Si ao longo da parede de grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C: a) na camada externa em relação ao fendilhamento da parede do grânulo e b) na camada interna 310
- Figura 87. Gráficos de distribuição quantitativa, obtidos por microanálise de EDX em linha, dos elementos químicos P, Ca, S, Mg, Fe, Zn, Al e Si ao longo da parede de grânulo flotado da manta de lodo do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C: a) na camada externa em relação ao fendilhamento da parede do grânulo e b) na camada interna 311
- Figura 88. Curvas de resposta a entrada em pulso do traçador (concentração do Li^+ em função do tempo), do ensaio de avaliação da distribuição do TDH, nos reatores 1 (a) e 2 (b) na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C 323
- Figura 89. Curvas normalizadas de distribuição do tempo de detenção hidráulico obtidas experimentalmente, utilizando LiCl como traçador, e por meio dos modelos matemáticos teóricos ajustados: tanques em série ($N=2$ e 3), dispersão de pequena intensidade e dispersão de grande intensidade (para recipiente aberto), para os reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C 328

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Conhecimento atual e diretrizes para a primeira partida de reatores UASB....	38
Tabela 2. Esquema geral dos problemas potenciais de eficiência do lodo granulado em reatores UASB.....	41
Tabela 3. Taxas de carregamento orgânico volumétrico aplicável em reatores UASB com lodo granulado com concentração média de 25 kg SSV.m ⁻³ em relação à temperatura de operação para águas residuárias solúveis de ácidos graxos voláteis (AGV), solúveis sem ácidos graxos voláteis (S-AGV) e contendo 30% da DQO como SST sedimentáveis (30% DQO-SST) (carga hidráulica não restritiva)	56
Tabela 4. Taxas de carregamento aplicáveis em reatores UASB com lodo granulado e floculento em relação a concentração e a participação da fração de DQO insolúvel na água residuária	61
Tabela 5. Produção diária de dejetos de acordo com a categoria dos suínos.....	72
Tabela 6. Características de dejetos de suínos em crescimento e terminação, manejado em fossa de retenção	76
Tabela 7. Relações C/N de resíduos de suínos	77
Tabela 8. Reatores anaeróbios não convencionais (de alta taxa) tratando águas residuárias de suinocultura: tipo, características de operação e desempenho dos reatores e composição da água residuária afluenta	81
Tabela 9. Condições de operação dos reatores UASB.....	100
Tabela 10. Algumas características do lodo de inóculo granulado	101
Tabela 11. Utilização de filtração em papel e membrana para determinar diferentes frações da DQO de uma água residuária.....	105
Tabela 12. Relação dos dias de operação nos quais foram realizados descartes de lodo da manta dos reatores UASB	107
Tabela 13. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da DQO total e dissolvida do afluenta (a) e efluente (e), eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), em relação	

à DQO total e dissolvida, obtidos durante a operação do reator 1 na fase 1, à temperatura ambiente	126
Tabela 14. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da DQO total e dissolvida do afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), em relação à DQO total e dissolvida, obtidos durante a operação do reator 2 na fase 1, à temperatura ambiente	127
Tabela 15. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da DQO total e dissolvida do afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), em relação à DQO total e dissolvida, obtidos durante a operação do reator 1 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C	129
Tabela 16. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da DQO total e dissolvida do afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), em relação à DQO total e dissolvida, obtidos durante a operação do reator 2 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C	130
Tabela 17. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de SST, SSV no afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção (E) e taxa de carregamento de sólidos (TCS), em relação à concentração de SSV, obtidos durante a operação do reator 1 na fase 1, à temperatura ambiente	132
Tabela 18. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de SST, SSV no afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção (E) e taxa de carregamento de sólidos (TCS), em relação à concentração de SSV, obtidos durante a operação do reator 2 na fase 1, à temperatura ambiente	133
Tabela 19. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de SST, SSV no afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção de (E) e taxa de carregamento de sólidos (TCS), em relação à concentração de SSV, obtidos durante a operação do reator 1 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C	134

- Tabela 20. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de SST, SSV no afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção (E) e taxa de carregamento de sólidos (TCS), em relação à concentração de SSV, obtidos durante a operação do reator 2 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C 135
- Tabela 21. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH₄ obtidas durante a operação do reator 1 na fase 1, à temperatura ambiente..... 137
- Tabela 22. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH₄ obtidas durante a operação do reator 2 na fase 1, à temperatura ambiente..... 138
- Tabela 23. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH₄ obtidas durante a operação do reator 1 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C 139
- Tabela 24. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH₄ obtidas durante a operação do reator 2 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C 140
- Tabela 25. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) de NTK e N-org. durante a operação do reator 1 na fase 1, à temperatura ambiente 142
- Tabela 26. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) de NTK e N-org. durante a operação do reator 2 na fase 1, à temperatura ambiente 143

- Tabela 27. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) de NTK e N-org. durante a operação do reator 1 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C 145
- Tabela 28. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) de NTK e N-org. durante a operação do reator 2 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C 146
- Tabela 29. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de fósforo total (P-total), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) durante a operação dos reatores 1 e 2 na fase 1, à temperatura ambiente..... 149
- Tabela 30. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de fósforo total (P-total), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) durante a operação dos reatores 1 e 2 na fase 2, à temperatura ambiente controlada a 25 e 30°C..... 150
- Tabela 31. Valores médios e coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente (a) e efluente (e), relações AI:AP e AVT:AT no efluente(e) durante a operação do reator 1 na fase 1, à temperatura ambiente..... 152
- Tabela 32. Valores médios e coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente (a) e efluente (e), relações AI:AP e AVT:AT no efluente(e) durante a operação do reator 2 na fase 1, à temperatura ambiente..... 153
- Tabela 33. Valores médios e coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente (a) e efluente (e), relações AI:AP e

AVT:AT no efluente(e) durante a operação do reator 1 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C	154
Tabela 34. Valores médios e coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente (a) e efluente (e), relações AI:AP e AVT:AT no efluente(e) durante a operação do reator 2 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C	156
Tabela 35. Características do afluente e efluente dos reatores 1 e 2 na fase 1 com relação à DQO e à concentração de SSV	164
Tabela 36. Reatores anaeróbios de alta taxa operados em condições semelhantes aos reatores 1 e 2 na fase 1: tipo de reator, condições de operação, características da água residuária e desempenho	177
Tabela 37. Estimativas das porcentagens da DQO total afluente e removida convertidas em metano (CH ₄) e da relação entre a produção diária de CH ₄ medida (expressa em g DQO-CH ₄ .d ⁻¹) e a DQO dissolvida removida, a partir das médias diárias de DQO afluente, efluente, removida e na forma de CH ₄ nos reatores 1 e 2 na fase 1.....	179
Tabela 38. Estimativas de DQO total do afluente e removida convertidas em metano (CH ₄), relação DQO-CH ₄ por DQO filtrada removida, fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado), eficiência de remoção física do reator e produção volumétrica de CH ₄ em reatores anaeróbios de alta taxa operados em condições semelhantes aos reatores 1 e 2 na fase 1	181
Tabela 39. Estimativa de balanço de massa nos reatores 1 e 2 na fase 1, realizada de acordo com os procedimentos adotados por SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985).....	183
Tabela 40. Características do afluente e efluente dos reatores 1 e 2 na fase 2 com relação à DQO e à concentração de SSV	185
Tabela 41. Reatores anaeróbios de alta taxa operados em condições semelhantes aos reatores 1 e 2 na fase 2: tipo de reator, condições de operação, características da água residuária e desempenho	198 e 199

- Tabela 42. Estimativas das porcentagens da DQO total afluente e removida convertidas em metano (CH_4) e da relação entre a produção diária de CH_4 (expressa em $\text{g DQO-CH}_4 \cdot \text{d}^{-1}$) e a DQO dissolvida removida, a partir das médias diárias de DQO afluente, efluente, removida e na forma de CH_4 nos reatores 1 e 2 na fase 2 201
- Tabela 43. Estimativas de DQO total do afluente e removida convertidas em metano (CH_4), relação DQO- CH_4 por DQO filtrada removida, fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado), eficiência de remoção física do reator e produção volumétrica de CH_4 em reatores anaeróbios de alta taxa operados em condições semelhantes aos reatores 1 e 2 na fase 2 203
- Tabela 44. Estimativa de balanço de massa nos reatores 1 e 2 na fase 2, realizada de acordo com os procedimentos adotados por SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985) 206
- Tabela 45. Características do afluente e efluente, com relação à DQO e à concentração de SSV, dos reatores 1 e 2 na fase 2 operados com TDH de 12 h e temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C 226
- Tabela 46. Estimativas das porcentagens da DQO total afluente e removida convertidas em metano (CH_4) e da relação entre a produção diária de CH_4 medida (expressa em $\text{g DQO-CH}_4 \cdot \text{d}^{-1}$) e a DQO dissolvida removida, a partir das médias diárias de DQO afluente, efluente, removida e na forma de CH_4 nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25 e 30°C 240
- Tabela 47. Estimativa de balanço de massa nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25 e 30°C, realizada de acordo com os procedimentos adotados por SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985) 243
- Tabela 48. Distribuição dos elementos químicos (porcentagem relativa do átomo), analisados por meio de EDX, ao longo da parede (conforme indicado na Figura 37) de grânulo da região inferior da manta do reator 1 na fase 2 com temperatura de operação a 30°C 284

Tabela 49. Distribuição dos elementos químicos (porcentagem relativa do átomo), analisados por meio de EDX, em pontos ao longo da parede (conforme indicado na Figura 58) de grânulo flotado no reator 1 na fase 2 com temperatura de operação a 30°C.....	308
Tabela 50. Atividade metanogênica específica máxima real (AME expressa em $\text{mmol CH}_4 \cdot (\text{g SSV} \cdot \text{h})^{-1}$) do lodo de inóculo e de lodo dos reatores 1 e 2 durante a operação nas fases 1 e 2, em diferentes alturas da manta de lodo na zona de reação e em amostras de lodo bruto e lavado	314
Tabela 51. Valores dos parâmetros de ajuste dos modelos de tanques em série, dispersão de grande intensidade (para recipiente aberto) e dispersão de pequena intensidade, às curvas experimentais, utilizando o traçador LiCl, nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C	325
Tabela 52. Coeficientes de correlação (r) entre os modelos de tanques em série, dispersão de grande intensidade (para recipiente aberto) e dispersão de pequena intensidade, e as curvas experimentais, utilizando o traçador LiCl, nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C	329

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

- θ - Tempo de detenção hidráulico médio adimensional (h)
- (1-p) - Fração de escoamento em mistura completa
- σ^2 - Variância dos dados experimentais
- σ^2_0 - Variância adimensional.
- γ_{BV} - Tensão superficial da bactéria ($\text{mN}\cdot\text{m}^{-1}$)
- γ_{LV} - Tensão superficial do líquido ($\text{mN}\cdot\text{m}^{-1}$)
- ΔG_{ad} - Energia livre de aderência ($\text{mJ}\cdot\text{m}^{-2}$)
- Δt_i - Intervalo de tempo entre leituras da concentração do traçador no efluente (h)
- AI - Alcalinidade intermediária ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)
- AMA - Atividade metanogênica específica máxima aparente ($\text{mmol CH}_4\cdot\text{g}^{-1}\text{SSV}\cdot\text{h}^{-1}$)
- AME - Atividade metanogênica específica máxima real ($\text{mmol CH}_4\cdot\text{g}^{-1}\text{SSV}\cdot\text{h}^{-1}$)
- AP - Alcalinidade parcial ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)
- AT - Alcalinidade total ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)
- AVT - Concentração de ácidos voláteis totais ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)
- c - Concentração do traçador no efluente num dado tempo de ensaio t ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)
- C_θ - Concentração normalizada (c/C_0)
- C_0 - Concentração média do traçador ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)
- c_i - Concentração do traçador no efluente no tempo i ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)
- CNTP - Condições normais de temperatura e pressão (1 atm, 0°C)
- CT - Concentração de carbono total (%)
- CV - Coeficiente de variação da média (%)
- DBO_5 - Demanda bioquímica de oxigênio ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)
- D_f - Difusividade molecular do substrato no biofilme ($\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$)
- DLVO - Teoria Derjaguin-Landau-Verwey-Overbeck
- DQO - Demanda química de oxigênio ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)
- DQO dissolvida - Demanda química de oxigênio da fração dissolvida ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)
- DQO SS - Demanda química de oxigênio da fração devido à concentração de sólidos suspensos ($\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$)

- DQO total - Demanda química de oxigênio total (DQO dissolvida + DQO SS) (mg.l^{-1})
- E_0 - Distribuição de idade de saída adimensional
- EDX - Microanálise de energia dispersiva de raio X
- E_i - Distribuição de idade de saída
- EGSB - Reator anaeróbico com manta de lodo granulada e expandida
- $F(t)$ - Fração do traçador que saiu no efluente até o tempo t
- K_m - Constante de meia-saturação (mg.l^{-1})
- k_v - Taxa máxima de remoção do substrato por volume de biofilme ($\text{kg.m}^{-3}.\text{s}^{-1}$)
- L_{eff} - Espessura do biofilme em condições de equilíbrio (m)
- m - Fração de espaço morto
- MEV - Microscopia eletrônica de varredura
- N - Número de tanques em série
- $N\text{-am.}$ - Concentração de nitrogênio amoniacal (mg.l^{-1})
- $N\text{-org.}$ - Concentração de nitrogênio orgânico (mg.l^{-1} , %)
- NTK - Concentração de nitrogênio total Kjeldahl (mg.l^{-1} , %)
- p - Fração de escoamento pistonado
- P_1 - Pressão do biogás no gasômetro (mm de coluna d'água)
- P_0 - Pressão corrigida do biogás (mm de coluna d'água)
- $P\text{-total}$ - Concentração de fósforo total (mg.l^{-1} , %)
- Pe - Número de Peclet
- Pe_g - Número de Peclet no modelo de dispersão de grande intensidade
- Pe_p - Número de Peclet no modelo de dispersão de pequena intensidade
- r - Coeficiente de correlação
- RTR - Resposta térmica relativa
- S - Área sob a curva de concentração em função do tempo
- SF - Concentração de sólidos fixos (mg.l^{-1} , g.l^{-1} , %)
- S_s - Concentração do substrato na interface líquido-biofilme (kg.m^{-3}).
- SS - Sólidos suspensos
- SSF - Concentração de sólidos suspensos fixos (mg.l^{-1})
- SST - Concentração de sólidos suspensos totais (mg.l^{-1})
- SSV - Concentração de sólidos suspensos voláteis (mg.l^{-1})
- ST - Concentração de sólidos totais (mg.l^{-1} , g.l^{-1} , %)

SV - Concentração de sólidos voláteis (mg.l^{-1} , g.l^{-1} , %)

\bar{t} - Tempo de detenção hidráulico médio (h, d)

t e t_i - Tempo de ensaio no instante da leitura da concentração do traçador no efluente (h)

T_0 - Temperatura corrigida do biogás (K)

T_1 - Temperatura do biogás no instante da leitura (K).

TCH - Taxa de carregamento hidráulico [$\text{m}^3 \cdot (\text{m}^3 \text{ reator} \cdot \text{d})^{-1}$]

TCOV - Taxa de carregamento orgânico volumétrico ($\text{kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)

TCS - Taxa de carregamento de sólidos ($\text{kg SSV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)

TDH - Tempo de detenção hidráulico teórico (h, d)

TRS - Tempo de retenção de sólidos (d)

UASB - Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo

V_0 - Volume corrigido de biogás (l)

V_1 - Volume de biogás nas condições de leitura (l)

RESUMO

OLIVEIRA, R.A. de. *Efeito da concentração de sólidos suspensos do afluente no desempenho e características do lodo de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo tratando águas residuárias de suinocultura*. São Carlos-SP, 1997. 388p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Dois reatores UASB (volume de 10,5 l), alimentados com águas residuárias de suinocultura, foram submetidos a diferentes concentrações de sólidos suspensos totais do afluente (SST de 500; 1000; 1500 e 2000 mg.l⁻¹), tempos de detenção hidráulico (TDH de 30; 20; 12 e 8 h), taxas de carregamento orgânico volumétrico (TCOV de 0,82 a 8,03 kg DQO total.m⁻³.d⁻¹) e temperaturas (ambiente, 25°C e 30°C). Conclui-se que a TCOV e não o TDH foi o parâmetro limitante para afluentes com concentrações de SST de 1000 a 2000 mg.l⁻¹. Para TCOV até 5 kg DQO total.m⁻³.d⁻¹ observaram-se eficiências de remoção de DQO e SST superiores a 85%. O TDH foi o parâmetro limitante para afluentes com concentrações de SST menores que 1000 mg.l⁻¹. O aumento e controle da temperatura a 25°C foi suficiente para obtenção de eficiências de remoção de DQO e SST superiores a 85%, quando os reatores foram operados com TCOV maior que 5 kg DQO total.m⁻³.d⁻¹. Na manta predominou lodo granulado estruturado em três camadas e a sua composição microbiana foi estudada. A microanálise de raio X (EDX) permitiu verificar a presença de P e Ca, como principais constituintes dos grânulos, seguidos de S, Si, Al, Fe, Zn, Cu e Mg, excluindo-se C, H, O e N não detectados pelo analisador. A taxa de acumulação de lodo na manta dos reatores variou de 0,023 a 0,119 g SSV.(g DQO removida)⁻¹. A flotação do lodo granulado pareceu estar associada, principalmente, à acumulação de biogás em espaços vazios formados no seu interior. A atividade metanogênica específica do lodo (AME) variou de 0,01 a 0,13 mmol CH₄.(g SSV.h)⁻¹. Os ensaios hidrodinâmicos permitiram constatar a ocorrência de elevado grau de mistura nos reatores.

Palavras chave: águas residuárias de suinocultura, bactérias metanogênicas, hidrodinâmica, lodo granulado, manta de lodo, reator UASB, tratamento anaeróbio.

ABSTRACT

OLIVEIRA, R.A. de. *Effect of influent suspended solids concentrations on the performance and sludge characteristics of upflow anaerobic sludge blanket reactors treating swine wastewater*. São Carlos-SP, 1997. 388p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Two 10,5 l UASB reactors continuously fed with diluted piggery wastewater were subjected to distinct operational conditions in respect to influent total suspended solids concentrations (TSS of 500; 1000; 1500 and 2000 mg.l⁻¹), hydraulic detention time (HDT of 30; 20; 12 and 8 hours), volumetric organic loading rates (OLR of 0.8 to 8.03 kg total COD.m⁻³.d⁻¹) and temperature (ambient, 25°C and 30°C). It was concluded that OLR and not HDT is the limiting parameter for influent TSS concentrations ranging from 1000 mg.l⁻¹ to 2000 mg.l⁻¹. For OLR up to 5 kg total COD.m⁻³.d⁻¹ COD and TSS removal efficiencies higher than 85% could be achieved. For influent TSS lower than 1000 mg.l⁻¹, HDT was found to be the limiting parameter. It was clearly demonstrated that 25°C was sufficient to permit the reactor to operate at OLR higher than 5 kg total COD.m⁻³.d⁻¹ with COD and TSS removal efficiencies higher than 85%. Well-structured three layers granular sludge predominated in the sludge bed. X-ray (EDX) microanalysis permitted to verify the presence of P, Ca as the main constituents of the granules, excluding C, H, O and N not detected in the EDX analyser. Other elements such as S, Si, Al, Fe, Zn, Cu and Mg were also found. In-reactor sludge yield coefficient was found to range from 0.023 to 0.119 g VSS.(g COD removed)⁻¹. In floated granules was verified the presence of empty spaces in the internal layers. The biogas storage in these empty spaces was associated to granular sludge floatation. The sludge specific methanogenic activity (SMA) ranged from 0.01 to 0.13 mmol CH₄.(g VSS.h)⁻¹. The hydrodynamics assays indicated high mixing levels within the reactors.

Keywords: anaerobic process, granular sludge, hydrodynamics, methanogenic bacteria, piggery wastewater, sludge blanket, UASB reactor.

1. INTRODUÇÃO

A poluição da água por resíduos das atividades urbanas, industriais e agropecuárias vem sendo alvo de ações no sentido de atenuá-la, em virtude da amplitude com que ocorre e dos grandes impactos ambientais causados.

A magnitude dos problemas causados, no meio urbano, pela destinação inadequada aos cursos d'água dos esgotos domésticos e das águas residuárias industriais vem sendo intensamente estudada e é amplamente conhecida.

No meio rural, o manejo dos resíduos das atividades agropecuárias, na forma sólida e semi-sólida, e a disponibilidade de grandes áreas têm propiciado a aplicação de métodos tradicionais de pré-tratamento seguidos de disposição no solo. Contudo, a recente modernização da exploração em alguns setores, como a suinocultura e a bovinocultura de leite, ampliando a utilização de confinamentos intensivos e adotando sistemas de higienização das instalações e manejo dos resíduos (fezes, urina e restos de ração) com altos consumos de água, têm colocado aos produtores o problema de disposição dos grandes volumes de dejetos gerados.

Estes resíduos de suinocultura causam problemas de poluição e contaminação dos recursos hídricos em vários países do mundo, em virtude de suas altas cargas orgânicas, de sólidos e de nutrientes (N e P). No Brasil, com rebanho estimado em 33.623.186 cabeças (IBGE, 1992), a produção concentra-se nas regiões Sul (32% dos animais) e Sudeste (18% dos animais). O problema mais grave ocorre no Estado de Santa Catarina, onde os resíduos de suinocultura são a maior fonte de poluição das águas. No meio rural 85% das fontes de água, das regiões produtoras, estão poluídas e/ou contaminadas por coliformes fecais, em razão do lançamento de dejetos de suínos em mananciais. Apenas 10 a 15% dos produtores possuem sistemas para tratamento ou aproveitamento dos resíduos (OLIVEIRA et al., 1993). Em

outros Estados, como Paraná, São Paulo e Minas Gerais, fatos semelhantes têm sido relatados, porém com menor amplitude.

Como consequência dos problemas expostos, a geração e aplicação de tecnologias de controle da poluição hídrica tem se intensificado. No que diz respeito ao tratamento secundário de águas residuárias, os processos biológicos vem destacando-se pela sua ampla aplicação.

Dentre os processos biológicos, nas últimas décadas, a bioconversão anaeróbia de poluentes ambientais despertou grande interesse científico e tecnológico, propiciando aumento dos conhecimentos, permitindo o desenvolvimento, implementação e aplicação de várias novas tecnologias de tratamento anaeróbio de águas residuárias. No presente, o tratamento anaeróbio é utilizado com sucesso em muitos locais do mundo para várias águas residuárias industriais e para esgotos domésticos.

Do ponto de vista da necessidade de implementação de tecnologias sustentáveis, comparando-se com os processos aeróbios convencionais, os processos anaeróbios podem resolver problemas de resíduos de forma mais holística (LETTINGA, 1995, 1996; VERSTRAETE et al., 1996), visto que: a) ao invés de consumir energia é produzida energia aproveitável na forma de biogás; b) somente pequena porcentagem da demanda química de oxigênio (DQO) é convertida em biomassa nova e portanto o volume adicional de lodo produzido é significativamente menor, lodo este com alta capacidade de desidratação e geralmente bem estabilizado; c) eles podem ser utilizados em, praticamente, qualquer lugar e em qualquer escala, e com a possibilidade de aplicação de altas taxas de carregamento orgânico nos modernos sistemas de tratamento anaeróbio, os espaços necessários são relativamente pequenos; d) eles podem ser aplicados como alternativa de baixo custo porque os reatores são tecnologicamente simples e relativamente pouco dispendiosos, uma vez que podem operar com pouco, ou nenhum, consumo de energia; e) eles podem ser combinados com métodos de pós-tratamento, por meio dos quais produtos associados a amônia, enxofre e fósforo poderão ser recuperados.

Um dos acontecimentos mais importantes no tratamento de águas residuárias durante as últimas décadas foi o desenvolvimento do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo ou reator UASB por LETTINGA e

colaboradores (1980). Ele combina construção e operação simplificada com a capacidade de acomodar altas cargas orgânicas e hidráulicas, por possibilitar o desenvolvimento e retenção de biomassa concentrada e altamente ativa na zona de reação, sem o uso de material suporte, na forma de flocos densos ou lodo granulado. Estas características podem ser constatadas na maior parte dos reatores UASB tratando uma grande variedade de águas residuárias, predominantemente, solúveis e não complexas.

Contudo, como outras configurações de reatores anaeróbios, o reator UASB também está sujeito a limitações relacionadas à concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente, as quais variam de 500 a 1000 mg.l⁻¹ (LETTINGA et al., 1980; STRONACH et al., 1986; SOUZA et al., 1986). Recentemente foram apresentadas recomendações de 6000 a 8000 mg.l⁻¹ de SST (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

Para o estabelecimento destes limites quantitativos, bastante amplos, há dependência das características dos SST, visto que a composição da água residuária afeta diretamente o desempenho do reator e o desenvolvimento da manta de lodo. Além disso, poucas pesquisas têm sido realizadas neste sentido, apesar de vários pesquisadores (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991; LETTINGA, 1995, 1996; VERSTRAETE et al., 1996) destacarem a necessidade de mais trabalhos com águas residuárias complexas.

Tem-se ressaltado que, dependendo das características e da concentração dos SST, os sistemas de tratamento anaeróbio podem ser afetados negativamente pela redução da atividade metanogênica do lodo, diminuição da taxa ou até inibição do crescimento de lodo granulado, flotação com formação de camada de espuma e até arraste completo da manta de lodo. Todos estes aspectos prejudicam o desempenho do reator UASB, chegando a inviabilizá-lo em certas situações.

Em virtude disto, os reatores UASB não tem sido aplicados em muitos sistemas de tratamento de águas residuárias agro-industriais, particularmente nas provenientes das atividades zootécnicas, nas quais normalmente estão presentes altas concentrações de SST. Nestas águas residuárias, a fração de material particulado a ser tratado é, quase na sua totalidade, orgânico e pode ser facilmente biodegradável.

Entretanto, caso os problemas causados pelos resíduos parcialmente solúveis, ou seja, contendo altas concentrações de SST, possam ser resolvidos satisfatoriamente, e a característica granular do lodo possa ser preservada por períodos prolongados e/ou seja obtido lodo flocofúlo com boa capacidade de retenção no reator e alta atividade metanogênica; segundo LETTINGA et al. (1987), os reatores UASB poderão tornar-se uma alternativa para estabilização de lodo de excesso de sistemas aeróbios, no tratamento anaeróbio de uma fase para esgoto doméstico bruto e também de efluentes industriais com altas concentrações de SST.

Associado a esses aspectos, aumenta o interesse pelo tratamento anaeróbio, particularmente com reatores UASB, de resíduos diluídos provenientes da agropecuária, os quais vem apresentando dificuldades de manejo e disposição final, conforme destacado anteriormente, resultando em grandes problemas de poluição hídrica no meio rural com reflexos no meio urbano. Nestes casos, há necessidade do acoplamento de sistemas de tratamento de menor complexidade e baixos custos de implantação e operação, em razão das características intrínsecas do setor e da mão de obra disponível, principalmente, para operação e manutenção.

Um desses setores é a suinocultura, a qual tem causado impactos ambientais com a poluição da água, do solo e do ar, conforme destacado anteriormente, produzindo grandes volumes de efluentes diluídos, com concentrações de sólidos variando de 0,1 a 3,0%. Contudo os altos consumos de água por animal não são suficientes para produzir águas residuárias compatíveis com os reatores UASB. Os resíduos diluídos de suínos podem ter altas concentrações de SST, tornando-se um importante parâmetro restritivo para o projeto de tais reatores.

Neste caso, o tratamento de águas residuárias de suinocultura, normalmente, deverá iniciar-se com a separação das frações sólida e líquida, proporcionando a possibilidade do manejo separado do resíduo, o que já vem sendo adotado em vários países do mundo, inclusive no Brasil. A fração sólida poderá ser então encaminhada diretamente para o solo ou para digestão anaeróbia, em reatores convencionais de mistura completa, e seu efluente disposto no solo também como adubo orgânico. Em ambos os casos reduzindo o custo de aplicação no solo e estabelecendo um processo de tratamento efetivo. Outra opção para a fração sólida seria a utilização para alimentação animal.

A fração líquida contendo a maior parte dos compostos orgânicos e inorgânicos solúveis e ainda altas concentrações de sólidos suspensos orgânicos poderá ser tratada em reator UASB, necessitando para isto do estabelecimento de diretrizes para o projeto desta unidade anaeróbia em sistemas com águas residuárias de suinocultura.

Associando-se as necessidades de pesquisas com reatores UASB alimentados com altas concentrações de SST e de uma proposta eficiente de tratamento das águas residuárias de suinocultura, estabeleceu-se como objetivo deste trabalho:

a) verificar o efeito do afluente (águas residuárias de suinocultura) com concentrações de SST de 500; 1000; 1500 e 2000 mg.l⁻¹ no desempenho de reatores UASB, operados com diferentes taxas de carregamento orgânico volumétrico (TCOV);

b) verificar o efeito da temperatura de operação a 25°C e 30°C no desempenho dos reatores alimentados com afluente com SST de 1500 e 2000 mg.l⁻¹;

c) verificar o comportamento da manta de lodo, no que diz respeito ao crescimento, à atividade metanogênica, à estrutura microbiana e à composição química dos grânulos, e a sua deterioração causada pela flotação de lodo granulado;

d) verificar as características hidrodinâmicas dos reatores e

e) estabelecer, com base nessas informações, algumas diretrizes para o projeto e operação de reator UASB alimentado com águas residuárias de suinocultura, na faixa de concentração de SST estudada.

2. REVISÃO DE LITERATURA

2.1. Tratamento anaeróbio

As bactérias anaeróbias convertem matéria orgânica complexa a metano e dióxido de carbono, na ausência de oxigênio e sob condições ambientais favoráveis.

A verificação desta habilidade por parte dos microrganismos envolvidos neste processo, partiu da observação da sua ocorrência em muitos ambientes naturais, os quais incluem sedimentos de lagos, rios, mares, pântanos, trato gastrointestinal de animais ruminantes, interior de solos, além de outros menos comuns, como por exemplo, o interior de árvores, águas termais, ambientes aquáticos ricos em algas, regiões profundas de oceanos, etc (NOVAES, 1986).

Na biotecnologia, a degradação de compostos orgânicos por bactérias anaeróbias é denominada digestão anaeróbia e este processo pode ser utilizado para o tratamento de resíduos domésticos, agrícolas e industriais, diminuindo os efeitos da poluição e produzindo metano, o qual pode ser usado como combustível. Os biodigestores e os aterros sanitários são exemplos de ecossistemas anaeróbios "construídos" pelo Homem (SPEECE, 1983).

Tendo em vista seus benefícios e enorme potencial, o tratamento anaeróbio de águas residuárias pode ser considerado como o principal método da concepção de proteção ambiental sustentável e não vulnerável. O tratamento anaeróbio é eficiente na remoção de compostos orgânicos biodegradáveis, liberando compostos mineralizados (N-amoniaco, PO_4^{3-} , S^{2-}) em solução. Estes compostos poderão ser removidos, se necessário, através de pós-tratamento. Por meio da combinação de um sistema anaeróbio de tratamento (incluindo a redução biológica do sulfato) com processos

biológicos e físico-químicos apropriados para a preservação de recursos, todos critérios para uma proteção ambiental sustentável poderão ser alcançados. Os produtos mineralizados, em muitos casos, poderão ser recuperados, ao passo que também o excesso de lodo anaeróbio poderá encontrar aplicação em esquemas ecológicos de produção agrícola (LETTINGA, 1996).

Comparando-se com os processos aeróbios convencionais e tendo em vista o desejo de desenvolvimento e implementação de tecnologias e métodos sustentáveis e não vulneráveis, o tratamento anaeróbio de águas residuárias apresenta vantagens, tais como as enunciadas por LETTINGA (1996) e SPEECE (1996).

A estabilidade do processo (a capacidade de alcançar redução eficiente de poluentes em condições ambientais variáveis) é obtida quando uma instalação anaeróbia é projetada para imobilização eficiente da biomassa e operada com um fator de segurança biológico razoável. Tais características de projeto são ampliadas pelo uso de grânulos, filmes fixos, ou reatores com membranas, e atenção para as necessidades de metais traço (SPEECE, 1996). O processo deve ser operado adequadamente, significando que deve ser suficientemente conhecido por engenheiros e operadores (LETTINGA, 1996).

O volume de lodo excedente produzido no tratamento anaeróbio é significativamente menor do que nos sistemas aeróbios, tanto com relação à massa de sólidos do lodo por massa de DQO removida quanto ao volume por massa de sólidos do lodo ($\text{kg ST} \cdot (\text{kg DQO removida})^{-1}$ e $\text{m}^3 \cdot (\text{kg ST})^{-1}$). O lodo excedente, geralmente, está bem estabilizado (LETTINGA, 1996). Consequentemente os custos de disposição são bem menores, em torno de 10% em relação aos processos aeróbios, para o mesmo efluente. As áreas necessárias para tratamento e estocagem de lodo são bem menores promovendo economia de recursos financeiros (SPEECE, 1996).

As necessidades de nitrogênio e fósforo também são menores (SPEECE, 1996).

Altas taxas de carregamento volumétrico podem, freqüentemente, ser aplicadas nos modernos sistemas anaeróbios de tratamento de águas residuárias, tanto que as necessidades de área para as instalações são, relativamente, pequenas (LETTINGA, 1996). Nos sistemas anaeróbios as taxas de carregamento variam de 3,2 a 32 $\text{kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, enquanto nos aeróbios de 0,5 a 3,2 $\text{kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ (SPEECE, 1996).

Esta vantagem aumenta no caso de baixas temperaturas ambiente, na faixa de 15 a 20°C, para águas residuárias contendo compostos solúveis (LETTINGA, 1996).

Os sistemas de tratamento anaeróbio podem ser instalados com custos baixos, sendo aplicáveis a, praticamente, qualquer lugar e em qualquer escala (LETTINGA, 1996).

Ao invés de consumir energia, o tratamento anaeróbio produz energia aproveitável, na forma de biogás, sendo 12×10^6 BTU como CH_4 por 1000 kg DQO convertida. Para o tratamento aeróbio, normalmente, há necessidade de 500 a 2000 kW.h de energia para transferência de 1000 kg de oxigênio. Isto evidencia a possível conservação de energia com o tratamento anaeróbio e seus benefícios ecológicos e econômicos. Considerando-se que 10000 BTU são consumidos na geração de 1 kW.h de eletricidade, os gastos necessários na geração de 5 a 20×10^6 BTU para conversão de 1000 kg DQO por meio da transferência de oxigênio são eliminados (SPEECE, 1996).

Os organismos anaeróbios podem ser preservados sem alimentação de substrato por longos períodos de tempo (acima de um ano) sem qualquer deterioração séria de sua atividade, enquanto também outras características importantes do lodo anaeróbio, mantêm-se, como por exemplo a sedimentabilidade (LETTINGA, 1996). A viabilidade da biomassa é mantida devido a redução drástica do decaimento endógeno durante o período sem alimentação. Dessa forma os processos anaeróbios podem ser aplicados às águas residuárias produzidas sazonalmente, tais como as provenientes de indústrias vinícola e de açúcar e álcool (SPEECE, 1996).

A desvantagem da lentidão da primeira partida também está tornando-se parte do passado. O maior entendimento das condições de crescimento dos organismos anaeróbios, associado às grandes quantidades de lodo anaeróbio altamente ativos existentes nas instalações em escala real estão tornando-se disponíveis para a partida de novas instalações (LETTINGA, 1996).

A necessidade de atenção da operação é minimizada, em relação aos sistemas aeróbios, com a escolha da biotecnologia anaeróbia, porque não há necessidade da transferência de oxigênio e as deficiências dos decantadores não são problemas, devido a imobilização da biomassa em biofilmes ou grânulos (SPEECE, 1996).

Muitos contaminantes orgânicos são voláteis e tendem a ser liberados da água residuária para o ar no tratamento aeróbio antes de serem

biodegradados, deste modo contribuindo para a poluição atmosférica (por exemplo o ácido acrílico e solventes clorados). Este é um prejuízo que não pode ser eliminado no projeto de sistemas aeróbios, mas pode quando o tratamento anaeróbio é utilizado (SPEECE, 1996).

A experiência tem demonstrado que a biodegradação de solventes clorados não tem ocorrido em sistemas aeróbios. Da mesma forma, o tratamento aeróbio não é apropriado para águas residuárias industriais concentradas tais como as provenientes da produção de álcool, cervejarias e produtos farmacêuticos (SPEECE, 1996).

A espumação intensa de águas residuárias que contém surfactantes, causada pela turbulência e/ou borbulhamento do ar nos processos aeróbios, pode impedir o uso do ar para seu tratamento. Mas a biodegradação sem espumação é possível em sistemas anaeróbios. Normalmente, no tratamento aeróbio, aproximadamente, 70 unidades de volume de gás são adicionados por unidade de volume de água residuária com DBO de 2000 mg.l^{-1} , enquanto no tratamento anaeróbio somente 1,6 unidades de volume de gás são produzidos por unidade de volume da mesma água residuária (SPEECE, 1996).

Com relação ao problema da alta suscetibilidade das bactérias metanogênicas e acetogênicas aos compostos xenobióticos, é bem menos sério do que se presumia no passado (LETTINGA, 1996). Compostos orgânicos clorados podem ser biotransformados em condições anaeróbias, reduzindo drasticamente os seus níveis de toxicidade. A desalogenação foi demonstrada primeiro em processos de tratamento anaeróbio não metanogênicos em águas residuárias de indústria de papel e celulose. Este fato já tem sido observado com frequência em sistemas metanogênicos (SPEECE, 1996).

Assim, o método pode ser indicado para aplicação em sistemas integrados de proteção ambiental, por exemplo, em princípio combinado com métodos de pós-tratamento por meio dos quais produtos úteis associados a amônia e enxofre poderiam ser recuperados, enquanto em casos específicos, os efluentes e o lodo excedente poderiam ser utilizados para irrigação e adubação ou condicionamento do solo (LETTINGA, 1996).

Deste modo é evidente que existe uma ampla variedade de aplicações para a tecnologia de tratamento anaeróbio. As várias aplicações tem em comum a similaridade entre os fundamentos básicos de microbiologia e bioquímica (eles produzem

metano como um produto final). Contudo, a reologia das matérias-primas de alimentação (águas residuárias diluídas ou concentradas, resíduos semi-sólidos, resíduos com altas concentrações de sólidos) e os objetivos do tratamento (por exemplo, desintoxicação de contaminantes perigosos, obtenção de um efluente obedecendo padrões de disposição final, estabilização de um resíduo orgânico, etc) são bastante diferentes. Acrescentando-se que algumas aplicações são bastante antigas e portanto estão documentadas por uma grande quantidade de experiências profissionais (tais como a digestão de lodo e tratamento localizado com tanques sépticos), enquanto outras (como manejo de resíduos perigosos) são muito novas e têm muito pouca ou nenhuma experiência operacional (SWITZENBAUM, 1996).

Entretanto, apesar dos méritos do tratamento anaeróbio, para uma dada água residuária certas restrições também necessitam ser consideradas. O exame cuidadoso de cada situação, tendo em vista estas restrições, poderão algumas vezes indicar a biotecnologia aeróbia como a melhor escolha (SPEECE, 1996).

As possíveis restrições ao tratamento anaeróbio podem ser: longos períodos de partida, na ausência de inóculo, para o desenvolvimento da quantidade de biomassa adequada e necessária; potencial de geração de alcalinidade insuficiente em águas residuárias diluídas ou contendo carboidratos; em alguns casos, qualidade insuficiente do efluente para descargas superficiais; produção baixa de metano, a partir de águas residuárias diluídas, quando pretende-se a reciclagem energética; geração de sulfeto e de odor a partir de compostos com enxofre; impossibilidade de nitrificação; maior toxicidade de compostos clorados alifáticos para os microrganismos metanogênicos do que para os aeróbios heterótrofos; baixas taxas cinéticas a baixas temperaturas; necessidade de altas concentrações de N-amoniaco (40 a 70 mg.l⁻¹) para obtenção da máxima atividade da biomassa (SPEECE, 1996).

Além disso, apesar de muito progresso ter sido conseguido, nos últimos 25 anos, no entendimento dos processos de tratamento anaeróbio de resíduos líquidos utilizando reatores de alta taxa (tais como os filtros anaeróbios e reatores UASB), o desenvolvimento e implementação do processo não têm sido tão rápidos quanto o esperado por numerosos pesquisadores e profissionais práticos. As possíveis razões para esta demora incluem o declínio no preço da energia, algumas experiências precoces negativas, o risco da existência de odores, nem sempre o tratamento anaeróbio é a solução

mais econômica para um problema (na existência de área disponível e de baixo custo, as lagoas de estabilização são consideradas uma solução mais econômica), a necessidade de pós-tratamento seguindo o tratamento anaeróbio em certas circunstâncias, o grande investimento prévio na tecnologia aeróbia e uma perceptível falta de credibilidade no processo (SWITZENBAUM, 1996).

Mas talvez o obstáculo mais significativo seja a falta de experiência com o processo. Numa revisão da história e subsequente desenvolvimento da engenharia sanitária pode ser observado que a prática da engenharia muitas vezes tem caminhado a frente das ciências básicas para resolver os desafios sanitários. Por causa disto, existe muitas vezes um longo período entre a implementação da tecnologia e um procedimento racional de projeto para aquela tecnologia. Os procedimentos racionais de projeto são necessários para a construção e operação confiáveis de processos de tratamento de águas residuárias econômicos. O projeto racional deve depender da experiência com operação como também dos avanços nos aspectos fundamentais do tratamento anaeróbio (SWITZENBAUM, 1996).

Com isso, avanços no entendimento de como os sistemas anaeróbios funcionam, associados com o aumento do conhecimento da mistura e transferência de massa e o ressurgimento de esforços pioneiros no projetos de reatores anaeróbios (não colocados em prática devido a limitações técnicas e/ou considerações econômicas) têm levado à evolução da nova geração de processos anaeróbios de alta taxa. O estudo destes sistemas tem conduzido ao entendimento e avaliação mais completos da complexidade, utilidade e eficiência energética dos microrganismos anaeróbios. Particularmente, os microrganismos acetogênicos e metanogênicos sintróficos são capazes de crescer e sobreviver sob condições de, extremamente baixas disponibilidades de energia ($\Delta G = -1$ a -10 kJ.mol^{-1} por reação). São capazes de realizar grande variedade de transformações de muita utilidade, como a desalogenação e mineralização de compostos tóxicos, alguns dos quais recalcitrantes para processos aeróbios (HICKEY et al., 1991).

Uma característica comum apresentada por todos processos anaeróbios de alta taxa é a habilidade de separar os tempos de retenção hidráulico (TDH) e de sólidos (TRS). Isto significa a acumulação de altas concentrações de biomassa e a necessidade de, relativamente, baixos TDH. Nos filtros anaeróbios e nos reatores de leito expandido e fluidificado a biomassa desenvolve-se em biofilmes sobre a superfície de

materiais suporte. No sistema UASB ocorre o desenvolvimento da biomassa na forma de grânulos ou flocos (HICKEY et al., 1991).

A espessura do biofilme é controlada por diferentes fatores, tais como, a concentração do substrato, temperatura e forças de cisalhamento. Em virtude da imobilização de células bacterianas no biofilme, podem ocorrer limitações de transferência de massa. Para condições ideais, pode-se considerar (Rittmann, 1982 apud VERSTRAETE et al., 1996):

$$L_{eff} = \left[\frac{2 \cdot D_f \cdot S_s}{k_v} \right]^{1/2}, \text{ na qual:} \quad (1)$$

L_{eff} é a espessura do biofilme em condições de equilíbrio (m), na qual a concentração do substrato tende a zero; D_f é a difusividade molecular do substrato no biofilme ($m^2 \cdot s^{-1}$); k_v é a taxa máxima de remoção do substrato por volume de biofilme ($kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$) e S_s é a concentração do substrato na interface líquido-biofilme ($kg \cdot m^{-3}$).

Em geral, as bactérias aeróbias e anaeróbias metabolizam substratos os quais tem valores de D_f no biofilme, praticamente, da mesma ordem de grandeza. Além disso, os valores de k_v de microrganismos aeróbios e anaeróbios têm também a mesma ordem de magnitude. Conseqüentemente, L_{eff} é controlado, principalmente, pela concentração de substrato. Para os organismos aeróbios, o limitante para a metabolização do substrato é o oxigênio dissolvido, com a concentração de poucas $g \cdot m^{-3}$, a temperatura ambiente. Para a maior parte dos organismos anaeróbios o substrato dissolvido pode estar presente em maiores concentrações ($kg \cdot m^{-3}$). Isto significa que sistemas aeróbios são restritos à formação de biofilmes finos (10 a 100 μm) e, conseqüentemente, à presença de baixas densidades de biomassa (2 a 10 $kg \cdot m^{-3}$ no reator). Ao contrário, os sistemas anaeróbios podem alcançar altas densidades de biomassa ativa (20 a 100 $kg \cdot m^{-3}$ no reator), porque sustentam-se em microrganismos que não necessitam de um aceptor de elétrons pouco solúvel (VERSTRAETE et al., 1996).

2.2. Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB)

2.2.1. Aspectos gerais

A biomassa microbiana responsável pela biotecnologia anaeróbia pode ser "acondicionada" em várias configurações de reatores. A seleção da configuração apropriada é o ponto crítico no sucesso da operação e merece consideração detalhada (SPEECE, 1983).

Cada configuração diferente tem implicações na relação entre o TRS (tempo de retenção de sólidos) e TDH (tempo de detenção hidráulico). O TRS é um parâmetro de projeto fundamental para os sistemas biotecnológicos. É desejável máximo TRS para estabilidade do processo e produção mínima de lodo. A diminuição do TDH minimiza o volume do reator e deste modo reduz os custos. A atenção constante e o projeto apropriado são necessários para prevenir, a longo prazo, a obstrução do reator com biomassa ou componentes refratários da alimentação (SPEECE, 1983).

A principal consideração inerente a biotecnologia anaeróbia é a, relativamente, baixa taxa de síntese da principal classe de microrganismos da associação, isto é, as bactérias metanogênicas. Por essa razão deve ser dada atenção especial para assegurar a retenção eficiente da biomassa no sistema. Para os organismos aeróbios que têm relativamente alta taxa de síntese, um efluente com 500 mg.l^{-1} de sólidos suspensos pode estar no limite do arraste de sólidos, levando ao colapso o tratamento de um resíduo com DBO de 1000 mg.l^{-1} . Contudo, para um sistema anaeróbio uma perda de sólidos suspensos de 30 mg.l^{-1} , poderia ser limitante para o mesmo resíduo. Portanto, o aprisionamento eficiente dos sólidos deve ser assegurado na biotecnologia anaeróbia (SPEECE, 1983).

Obviamente, o processo de tratamento para resíduos com carga orgânica baixa é econômico se grandes volumes puderem atravessar o sistema num período curto de tempo. Por esse motivo são necessários processos nos quais o tempo de retenção da biomassa possa ser controlado independentemente da vazão da água residuária. Os processos convencionais de tratamento anaeróbio são, conseqüentemente, inadequados para tratar resíduos com baixas concentrações de material orgânico. A

solução para o problema resultou no desenvolvimento de diferentes processos de tratamento anaeróbio (LETTINGA et al., 1980).

O conceito do fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tem sido pesquisado por LETTINGA e colaboradores em seus laboratórios, desde 1971, para tratamento anaeróbio, em uma fase, de vários resíduos industriais incluindo resíduos cuja fermentação ácida já tenha sido completada ou esteja em estágio adiantado (LETTINGA et al., 1980).

LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991), HICKEY et al. (1991), LIN & YANG (1991), SWITZENBAUM (1996) citaram a existência de centenas de reatores UASB em escala real em funcionamento na Holanda e outros países da Europa, Canadá, Estados Unidos da América, e Extremo Oriente, tratando vários tipos de águas residuárias solúveis e parcialmente solúveis de origem industrial (principalmente de processamento de alimentos, fermentação, papel e celulose e outras), esgotos domésticos e chorume de aterro sanitário, sob temperaturas mesofílicas. Também tem sido demonstrado o uso de reatores UASB sob temperaturas termofílicas em escala de laboratório, piloto (HICKEY et al., 1991) e real, com volume de 5000 m³, tratando vinhaça, no Brasil (HIRATA, 1994)).

Até meados de 1994, um total de 396 reatores anaeróbios totalizando volume de 394421 m³ haviam sido construídos na América Latina. Destes 82% do número de reatores corresponde a UASB. O Brasil contribui com 115 reatores anaeróbios e volume de 117054 m³ (BORZACCONI et al., 1995). Um levantamento feito no final de 1990 mostrou que havia no Brasil 102 sistemas de tratamento anaeróbio para efluentes industriais, das quais 84 usavam reatores UASB, cujas principais águas residuárias tratadas eram provenientes dos segmentos de fabricantes de cervejas e refrigerantes seguidos dos laticínios e outros tais como: frigoríficos, destilarias, indústrias de alimentos e de papel (HIRATA, 1994). Com relação ao tratamento anaeróbio de esgotos domésticos no Brasil, verifica-se a predominância de reatores UASB, totalizando 186 no estado do Paraná, 7 em São Paulo, 6 no Rio Grande do Sul, 2 no Rio de Janeiro, 1 na Paraíba e 1 em Minas Gerais (VIEIRA, 1994).

A digestão anaeróbia utilizando sistemas UASB tem potencial de aplicação para muitos resíduos, como foi mostrado. Além disso, os sistemas UASB oferecem muitas vantagens com relação aos sistemas anaeróbios convencionais, tais como:

taxas de carregamento maiores que aquelas admitidas pelos sistemas de mistura completa, implicando em volumes necessários de reator bem menores; não necessita de mistura artificial, uma operação difícil e dispendiosa nos sistemas de mistura completa; não necessita de tanques de sedimentação.

As idéias básicas que fundamentam o processo anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo são:

a. a formação de microecossistemas balanceados e imobilizados (LETTINGA, 1996) na forma de lodo anaeróbio com características muito boas de sedimentação se forem fornecidas as condições físicas e químicas favoráveis à floculação do lodo e à manutenção de um lodo bem floculado (LETTINGA et al., 1980).

b. a manta de lodo (leito) pode ser considerada mais ou menos, separada da fase fluida com suas próprias características específicas. A manta de lodo bem estabelecida, freqüentemente, forma uma fase estável, capaz de resistir às forças, relativamente altas de mistura. A redistribuição do lodo na fase líquida, portanto, pode requerer uma quantidade significativa de energia de mistura (LETTINGA et al., 1980).

c. o arraste de partículas discretas de lodo (flocos) liberadas da manta de lodo podem ser retidas com a criação de uma zona quiescente no reator, permitindo às partículas de lodo flocularem, sedimentarem e/ou serem retidas numa manta de lodo secundária (presente no compartimento de sedimentação) (LETTINGA et al., 1980).

d) a prevalência de excelente contato entre o lodo e a água residuária e uma alta taxa de transferência de massa interna e externa nos agregados de lodo (LETTINGA, 1996).

Assim, o reator UASB consiste basicamente de um tanque no fundo do qual localiza-se o digestor e no topo um decantador precedido por um sistema de separação de gases. A água residuária a ser tratada é distribuída uniformemente no fundo do reator passando através da camada de lodo biológico, o qual transforma material orgânico em biogás. A entrada de gás no decantador é evitada por meio de defletores. O gás é encaminhado, deste modo, somente para certas áreas do reator (câmara(s) de gás). A porção do lodo que alcança o decantador é separada e retorna para a base do reator. O efluente é uniformemente coletado na superfície do decantador (SOUZA, 1986).

As bolhas de gás levam os flocos de lodo em corrente ascendente até as placas defletoras que formam o decantador, ocorrendo a desgaseificação no momento em que a mistura líquido/lodo é forçada a passar entre as placas. O lodo desgaseificado têm características floculentas e sedimenta rapidamente, retornando a câmara de digestão, assegurando assim o tempo de retenção adequado e as altas concentrações de lodo ativo no reator. O lodo desgaseificado retorna à câmara de digestão em escoamento descendente, ou seja, em contracorrente ao escoamento hidráulico no digestor e promove a mistura necessária para o contato eficiente entre as bactérias e a água residuária. O gás, depois de separado do lodo, é direcionado através de placas defletoras para as canalizações de saída.

Na Figura 1 é apresentado um esquema simplificado de um reator UASB mostrando que o arraste natural da água pelo biogás provoca a recirculação indicada no decantador separador de gás. A densidade da mistura líquida, gás e lodo fora do decantador/separador de gás é menor do que a densidade da mistura lodo e líquido (sem gás) no interior do dispositivo. Isto faz com que a mistura líquido, gás e lodo entre no decantador/separador de gás através de (1) e (3) e o lodo sedimentado retorne à câmara de digestão através de (3). As placas (2), para direcionamento do gás são colocadas para evitar a perturbação da decantação provocada pelas bolhas de gás (Pette & Versprille, 1982 apud CALLADO, 1992).

Muita informação já está disponível sobre a tecnologia de tratamento anaeróbio em reatores UASB, no que diz respeito aos aspectos fundamentais do processo (bioquímica, microbiologia, granulação, hidrodinâmica, características físicas, químicas e biológicas do lodo, modelos matemáticos); condições impostas ao reator sob diferentes situações operacionais e com diferentes águas residuárias; condições ambientais necessárias; aplicabilidade e conseqüentemente parâmetros para projeto e construção do reator. Alguns artigos que abrangem isolada ou conjuntamente estes temas e que foram utilizados para elaboração deste trabalho são: BOLLE et al. (1986a, b, c), HEERTJES & VAN DER MEER (1978), HICKEY et al. (1991), LETTINGA et al. (1980, 1983a e b, 1984, 1987), LETTINGA & HULSHOFF-POL (1986, 1991), LETTINGA (1995, 1996), LIN & YANG (1991), NOVAES (1986), SCHMIDT & AHRING (1996), SOUZA (1986), SPEECE (1996), STRONACH et al. (1986), VAN DER MEER & HEERTJES (1983), VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), VERSTRAETE et al. (1996),

WENTZEL et al. (1994), ZEHNDER (1988) entre outros. Certamente, não se pretende abordar o conjunto destes aspectos nesta revisão, principalmente em virtude da existência destes artigos, mas procurar apresentar tópicos concernentes aos temas, os quais foram estudados neste trabalho com reator UASB, tais como, hidrodinâmica, características do lodo, granulação, aplicabilidade e projeto, neste caso restringindo-se aos aspectos relacionados às águas residuárias “complexas” em virtude da presença de sólidos suspensos em altas concentrações e proporções.

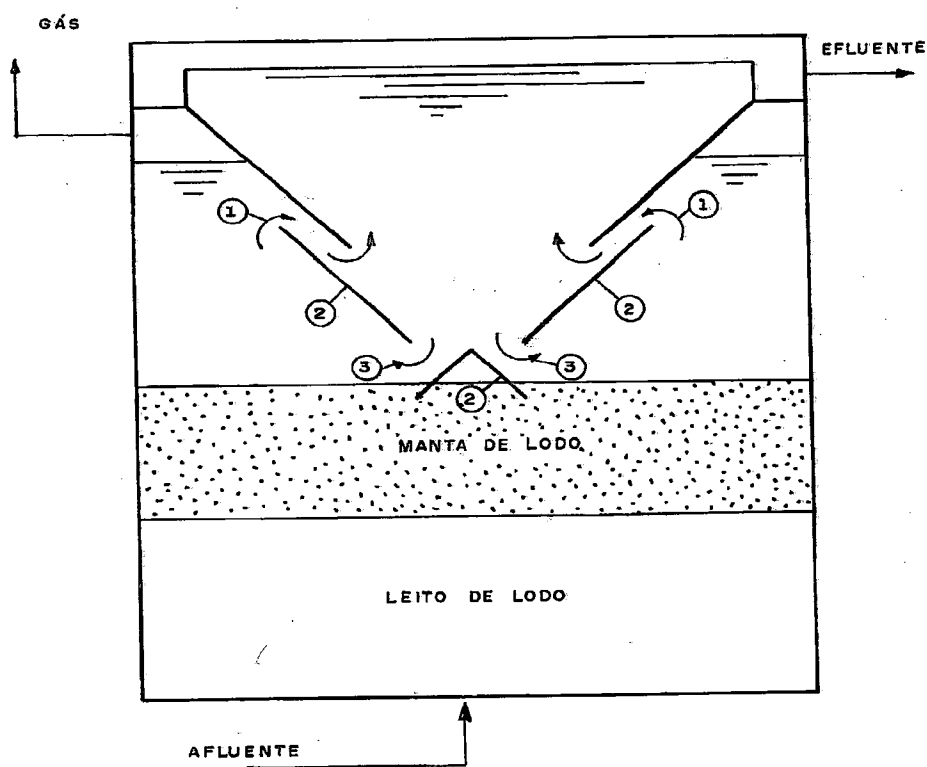


FIGURA 1 - Esquema simplificado de um reator UASB.

Fonte : Pette & Versprille (1982) apud CALLADO (1992)

2.2.2. Hidrodinâmica e distribuição do lodo

As dinâmicas do escoamento de líquido e de movimentos do lodo em um reator UASB são interdependentes e influenciam no desempenho do processo. O escoamento do líquido é afetado pelas bolhas de gás que são produzidas durante o processo, também, pela maneira de distribuição do afluyente e o comportamento das partículas de lodo. A maior parte das partículas de lodo acumula-se como um leito de lodo no fundo do reator. No leito de lodo o escoamento livre de líquido e de bolhas de gás é impedido pela compactação da massa de lodo e pela dificuldade de mobilidade das partículas de lodo. Ainda, devido à entrada do afluyente no reator ser pelo fundo, a diferença de densidade do afluyente e do lodo influenciam o padrão de escoamento do líquido, tanto que podem ocorrer correntes preferenciais no leito de lodo. Isto pode ser minimizado pela distribuição homogênea do afluyente no fundo do reator (HEERTJES & VAN DER MEER, 1978).

A mistura na manta de lodo, acima do leito de lodo, causada pela subida livre das bolhas de gás, pode ser considerada muito boa. Contudo, no leito de lodo a mistura será pior, pois o deslocamento vertical de líquido, gás e lodo poderá ser desviado rapidamente nessa camada. Trocas entre o leito de lodo e o resto do reator também ocorrerão (HEERTJES & VAN DER MEER, 1978).

HEERTJES & VAN DER MEER (1978) ensaiaram duas unidades piloto de reatores UASB de aproximadamente 30 m³ e observaram que não há necessidade de agitação mecânica, concluindo que uma produção de 60 m³ de gás por dia foram suficientes para promover uma boa mistura.

Para obter uma descrição do escoamento do fluido no reator UASB, considerou-se ele consistindo dinamicamente de três partes distintas, o decantador, a manta de lodo e o leito de lodo, cada qual com suas propriedades de escoamento. A construção dos decantadores ocorreu de tal forma que o escoamento neles tendesse a ter características de laminar. Esta parte do reator pôde, portanto, ser sugerida como uma região com características de escoamento pistonado. A manta apresentou mistura boa e pôde ser descrita como uma região de mistura completa. O leito de lodo pôde ser descrito como uma combinação de duas regiões de mistura completa com correntes preferenciais e escoamento de retorno (HEERTJES & VAN DER MEER, 1978).

O cloreto de lítio (LiCl) é um traçador comumente usado em estudos sobre distribuição do tempo de permanência (TDH) e do regime de escoamento em reatores biológicos. Este composto é conveniente, porque é um sal solúvel que não é absorvido ou adsorvido pelos sólidos no reator e não interfere nos processos biológicos (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

CAMPOS (1990) concluiu, por meio de vários ensaios de hidrodinâmica utilizando LiCl como traçador, e a partir do padrão físico das curvas geradas, que nos reatores ocorreu um regime de escoamento não ideal. Contudo, notou-se que para TDH menores o regime de escoamento tendeu mais para mistura completa, mesmo no separador de fases. Também observou-se, por meio dos resultados de simulação aplicando modelos de mistura completa e de escoamento pistonado, que no leito de lodo o comportamento tendeu ao regime de escoamento pistonado e na manta de lodo ao regime de mistura completa.

VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) citaram, a partir dos perfis experimentais obtidos com o auxílio do traçador LiCl no reator UASB de Cali-Colômbia, em escala real, tratando esgoto doméstico, que o regime de escoamento aproximou-se muito mais de um reator de mistura completa do que de um reator com escoamento pistonado. O volume morto, considerado baixo, foi uma fração de 0,15 do volume do reator no início da operação e diminuiu para 0,08 após um mês de operação. Observou-se a diminuição do volume morto a medida que a atividade do lodo aumentou - a produção de biogás provocou turbulência na fase líquida - resultando na redução de zonas estagnadas.

ANDRADE (1995) utilizando como traçador o corante fluorescente rodamina β , observou, mediante a avaliação das curvas de resposta, que nos reatores UASB predominaram as características próprias de escoamento misturado. Entretanto, com base na inspeção visual do escoamento, constatou não ser aconselhável uma classificação trivial para o escoamento trifásico do reator UASB, tendo verificado que: o traçador introduzido pelo fundo do reator misturava-se à massa líquida situada na região inferior do mesmo e parte do corante saía dessa região através de um caminho preferencial, no sentido ascensional, até a interface superior visível da manta de lodo; quando o escoamento em "curto circuito" alcançava essa interface, parte dele tendia a continuar em sentido ascendente e com a outra parte ocorria escoamento lateral sobre essa.

interface, espalhando-se radialmente do centro do canal preferencial para a periferia, até as paredes laterais do reator; o corante espalhado nessa camada, disposta sobre a manta de lodo seguia dois caminhos, misturava-se à massa líquida logo acima da interface ou retornava, em escoamento descendente, misturando-se por entre os grânulos; a região de mistura completa, situada no fundo do reator e próxima a entrada, misturava-se lentamente em escoamento ascendente por entre os grânulos dessa região; na região entre a interface da manta de lodo e a parte inferior do dispositivo separador de fases, ocorria mistura completa, provocada pelas bolhas de gás e pela velocidade ascensional do líquido; a região quiescente do sedimentador caracterizou-se por um escoamento pistonado, com avanço ascensional de coloração em um plano muito nítido. Ressaltou-se que as regiões de espaços mortos apresentaram-se, inicialmente, descoloridas e, para os tempos correspondentes à cauda da curva, essas zonas apresentaram, relativamente, maior coloração que as demais, ilustrando bem que as caudas prolongadas deveram-se à existência de zonas de estagnância.

HEERTJES & VAN DER MEER (1978) observaram que um aumento de 1,2 para 2,2m de altura do leito de lodo resultou numa melhoria da eficiência, mas também num aumento de correntes preferenciais no leito de lodo, e indicaram que a altura do leito deveria ser de 2 a 3m.

A altura ótima do leito de lodo pode ser definida como a altura para a qual o escoamento de "curto-circuito" é o menor possível. Assim BOLLE et al. (1986a) verificaram que para velocidades superficiais do gás normais (1 a 1,5 m.h⁻¹) a altura entre 3,5 e 4,0 m é suficiente. Este foi um resultado contraditório aos resultados de pesquisas anteriores (HEERTJES & VAN DER MEER, 1978) os quais encontraram um escoamento mínimo de "curto circuito" no leito de lodo, como uma função da altura do leito, para uma altura de, aproximadamente, 2,5 m, no mesmo sistema. Por causa do escoamento de "curto circuito" ser fortemente afetado pela velocidade superficial do gás, mais algumas pesquisas são necessárias. LETTINGA & HULSHOFF-POL (1986) citaram que na maior parte dos experimentos o leito de lodo ocupou, aproximadamente, 60% do volume total do reator.

BOLLE et al. (1986a) concluíram que independentemente dos volumes das diferentes regiões de escoamento, dois parâmetros ajustáveis são necessários e suficientes para descrever o escoamento do fluido num reator UASB com bom

funcionamento (sem espaço morto no reator), isto é, os escoamentos em "curto circuito" no leito e na manta de lodo, podendo os volumes serem medidos precisamente.

Igualmente ao comportamento do líquido, as partículas de lodo são distribuídas, embora irregularmente, em três partes principais: no leito de lodo, na manta de lodo e no sedimentador.

Para um lodo bem adaptado, sugere-se que sua concentração no leito de lodo pode ser considerada constante no tempo e espaço, sob condições de estabilidade (LIN & YANG, 1991). A concentração do lodo no leito e na manta depende das propriedades do lodo, tais como a velocidade de sedimentação, distribuição e tamanho das partículas, da densidade das partículas de lodo e de parâmetros do processo tais como a velocidade do fluido no reator e a produção de gás (HEERTJES & VAN DER MEER, 1978). Na manta, a concentração do lodo é bem menor do que no leito e varia com a produção de gás, características de sedimentação do lodo, concentração do lodo no leito e padrões de escoamento do fluido. No sedimentador a concentração dos sólidos sobrenadantes diminui, tendendo a atingir o menor valor no reator, e é dependente das características de sedimentação do lodo, padrões de escoamento do fluido no sedimentador e eficiência do separador de fases (LIN & YANG, 1991).

O balanço de sólidos no leito e na manta de lodo é descrito pelo transporte de sólidos entre as diferentes partes do reator, taxa de crescimento e decaimento do lodo. O transporte de sólidos do leito para a manta é proporcional a concentração do lodo no leito, vazão do líquido e movimento das bolhas de gás, e o transporte da manta para o leito é causado pela sedimentação do lodo e pelos escoamentos de retorno que reabastecem o escoamento ascendente do fluido. Baseado nas equações de balanço de massa a relação entre a concentração do lodo no leito e na manta tem sido estabelecida quantitativamente. Contudo a quantificação da concentração do lodo no sedimentador não tem sido relatada (LIN & YANG, 1991).

HEERTJES & VAN DER MEER (1978) observaram que a concentração de sólidos suspensos do leito de lodo superou 80 g.l^{-1} e na manta variou de 5 a 20 g.l^{-1} . STRONACH et al (1986) citaram que a concentração do leito de lodo varia em torno de 40 a 70 g SSV.l^{-1} e têm alta taxa de sedimentação, ao redor de 50 m.h^{-1} , e na região da manta de lodo varia de 10 a 30 g SSV.l^{-1} .

Conseqüentemente, tem-se observado que 80 a 90% da degradação do substrato ocorre na parte inferior do reator. Uma razão importante para este fenômeno é esta presença de altas concentrações de lodo anaeróbico ativo nesta região do reator. A segunda principal causa é a mistura efetiva da água residuária que entra com o líquido parcialmente depurado presente na parte superior do reator, devido ao escape ascendente do gás produzido (LIN & YANG, 1991).

VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) observaram em reatores UASB, em escala piloto e real tratando esgotos domésticos, que a concentração de sólidos suspensos totais (SST) do lodo na manta, durante o período de comportamento estacionário, foi em torno de 60 a 70 g.l⁻¹ na parte inferior, de 30 a 50 g.l⁻¹ na parte intermediária e abaixo de 10 g.l⁻¹ na parte superior. A relação SSV/SST do lodo permaneceu, praticamente, constante entre 0,58 e 0,61 para todas as profundidades.

Nestes mesmos reatores UASB, observou-se que a concentração média do lodo não foi muito afetada pelo TDH na faixa de 2,1 a 17 h, embora este parâmetro influenciou bastante o perfil da concentração: no caso de TDH alto (de 5,6 a 17 h) observou-se concentração elevada no fundo do reator, caindo vertiginosamente para valores muito baixos numa profundidade ainda bem abaixo do separador de fases; ao contrário, os perfis para TDH baixo (< 3 h) exibiram uma diminuição gradual da concentração ao longo da profundidade do reator (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

É possível que a atividade crescente do lodo e o conseqüente aumento da produção de biogás, após o período inicial da partida, tenham causado agitação suficiente para provocar a expulsão de lodo leve da parte superior da zona de digestão. Este lodo foi substituído por um lodo de melhor sedimentabilidade na parte inferior do reator. Esse processo de seleção continuou por vários meses e levou ao estabelecimento de um perfil estável de lodo após 20 meses de operação (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) também observaram que o TDH influenciou a produção de lodo, de tal forma, que quanto menor o TDH maior foi a produção específica de lodo, sendo em torno de 0,3 kg SSV.(kg DQO convertida)⁻¹ para TDH < 3 h, próxima a 0,2 kg SSV.(kg DQO convertida)⁻¹ para TDH de 3 e 5,6 h, e próxima a 0,1 kg SSV.(kg DQO convertida)⁻¹ para TDH de 7,2 e 17 h. É evidente que a

produção específica de lodo para TDH baixo é muito maior que o valor que poderia ser esperado unicamente com base na geração de lodo biológico. Desse modo, deve-se supor que nestas condições também houve geração de lodo não biológico, devido à floculação dos sólidos do afluente, com parte do material orgânico passando pelo reator sem ser metabolizado.

Em termos de crescimento do lodo, BOLLE et al. (1986c) encontraram que o modelo de Andrew's foi mais adequado que o modelo de Monod para descrever as medidas de processo para o reator UASB. Isto porque o modelo de Andrew's inclui o efeito da inibição. A inibição pode ter um efeito importante quando o sistema está sobrecarregado, resultando em altas concentrações de ácidos voláteis, ou quando ocorre acumulação de compostos tóxicos. O decaimento endógeno foi negligenciado nestes estudos sendo considerado um mecanismo menos importante no reator UASB (LIN & YANG, 1991).

Uma das principais características do processo UASB certamente é sua capacidade de promover o desenvolvimento de um lodo com alta atividade específica e ótimas características de sedimentação.

2.2.3. Granulação do lodo

A retenção da biomassa é de particular importância para os processos anaeróbios, nos quais a baixa taxa de crescimento das bactérias anaeróbias impõe a necessidade de concentrar o consórcio de biomassa metanogênica no reator. Na biomassa metanogênica a taxa máxima específica de crescimento das bactérias, as quais crescem mais lentamente, está em torno de 0,08 a 0,15 d^{-1} (De Zeeuw, 1984), significando ser necessário um tempo de retenção celular mínimo de 7 a 12 dias (VERSTRAETE et al., 1996).

O ponto chave para a biotecnologia moderna é a imobilização das bactérias apropriadas. A necessidade de alta retenção de lodo nos sistemas de tratamento anaeróbio pode ser conseguida somente utilizando a imobilização da biomassa. Contudo, no tratamento anaeróbio não importa somente a imobilização da bactéria, mas desenvolver e imobilizar um consórcio bacteriano bem balanceado. Isto é necessário em virtude da existência de várias reações de conversões sintróficas na digestão anaeróbia, do efeito

prejudicial de altas concentrações de intermediários específicos e o forte efeito de fatores ambientais associados a pH e potencial redox (LETTINGA, 1995). obs

Geralmente, a excelente retenção de lodo nos reatores UASB é baseada na agregação do lodo bacteriano ou das partículas de lodo e na imobilização das bactérias por meio de mecanismos de auto-aglomeração e aderência aos materiais suporte presentes no lodo de inóculo (LETTINGA, 1995).

Vários tipos de conglomerados de microrganismos têm sido descritos, tais como, grânulos, *pellets*, flocos e lodo floculento. Entretanto, não há uma distinção clara entre alguns deles (SCHMIDT & AHRING, 1996). DOLFING (1987) apresentou as seguintes definições: *pellets* e grânulos são conglomerados com estrutura densa, que após sedimentação apresentam aparência bem definida; flocos ou lodo floculento são conglomerados com estrutura desagregada, fofa, pouco densa, os quais após sedimentação formam uma camada macroscópica homogênea.

O diâmetro dos grânulos varia de 0,14 a 5mm dependendo da água residuária utilizada, das condições operacionais e do método analítico. Grânulos cultivados em substratos acidificados, tal como acetato, são geralmente menores do que grânulos crescendo em substratos acidogênicos, como por exemplo glicose. Os grânulos variam amplamente em forma dependendo das condições no reator, mas normalmente são esféricos (SCHMIDT & AHRING, 1996). obs

A densidade dos grânulos varia de 1,03 a 1,08 g.ml⁻¹, atingindo até 1,4 g.ml⁻¹. A densidade das células bacterianas está na mesma faixa, indicando que a habilidade de sedimentação observada deve ser devido à agregação das bactérias anaeróbias junto com inclusões inorgânicas (SCHMIDT & AHRING, 1996). obs

O conteúdo mineral inorgânico ou de cinzas dos grânulos varia de 10 a 90% do seu peso seco, dependendo da composição da água residuária, das condições do processo, etc. Os principais componentes da cinzas dos grânulos são cálcio, potássio e ferro. O efeito da estabilização de precipitados de cálcio e potássio no lodo granulado tem sido confirmado por experimentos onde o cálcio e potássio foram removidos dos grânulos através de tratamento com EDTA (tetracetato de etilenodiamina). Isto conduziu à diminuição da resistência do grânulo e em alguns casos a sua desintegração. Entretanto, não tem sido encontrada correlação entre o teor de cinzas e a resistência dos grânulos. obs

indicando que fatores adicionais podem estar envolvidos na estabilização do lodo granulado (SCHMIDT & AHRING, 1996). } 2/5

Uma das características do lodo granulado é a alta atividade metanogênica específica (AME), que varia, geralmente, entre 0,5 e 2 g DQO-CH₄.(g SSV.d)⁻¹, ou seja, de 10 a 42 mmol CH₄.(g SSV.d)⁻¹. Para grânulos termofílicos tem sido observadas AME de até 7,1 g DQO-CH₄.(g SSV.d)⁻¹ (SCHMIDT & AHRING, 1996). } 2/5

Encontrou-se que podem ser aplicadas ao lodo de reatores UASB taxas de carregamento variando de 0,5-0,8 kg DQO.(kg SSV.d)⁻¹, para resíduos de produção de açúcar de beterraba e 1,0-1,4 kg DQO.(kg SSV.d)⁻¹, para resíduos de processamento de batata. Além disso, mostrou-se nos experimentos com resíduos de processamento de batatas que tais cargas foram possíveis com resíduos quase não fermentados, isto é, com no máximo 10% da DQO total convertida a DQO devido a concentração de ácidos graxos voláteis (LETTINGA et al., 1980). Um experimento sobre o efeito das taxas de carregamento do lodo na granulação, em reatores UASB, indicou que formaram-se *pellets* somente com taxas acima de 0,6 kg DQO.(kg SSV.d)⁻¹, ao passo que com 0,3 kg DQO.(kg SSV.d)⁻¹ ocorreram entumescimento e arraste do lodo (HULSHOFF-POL et al., 1983).

Em um lodo cultivado com glicose a 35°C e em outro cultivado com águas residuárias de cervejaria foram observadas, respectivamente, remoções de DQO de 1,2 e 1,9 kg DQO.(kg SSV.d)⁻¹ (Wu et al., 1985 citados por LIN & YANG, 1991). HULSHOFF-POL et al. (1983) utilizaram solução de ácidos graxos voláteis como substrato e verificaram que a remoção de DQO do lodo granular variou de 2,2 a 4,0 kg DQO. (kg SSV.d)⁻¹, com temperaturas entre 30 e 38°C. Sob condições termofílicas têm sido relatadas remoções de 4,2 a 7,3 kg DQO.(kg SSV.d)⁻¹ (LIN & YANG, 1991).

Com respeito à imobilização, particularmente, o fenômeno da granulação tem intrigado muitos pesquisadores de diferentes disciplinas. É importante a obtenção de conhecimento sobre o processo de granulação para controlar e ajustar o processo em reatores UASB (VERSTRAETE et al., 1996; SCHMIDT & AHRING, 1996). } 2/5

A aderência microbiana ou granulação, ou seja, quando uma célula adere à uma superfície ou outra célula, pode ser definido em termos da energia envolvida } 2/5

na formação. A formação do biofilme tem sido intensivamente estudada, mas o processo de granulação não tem sido totalmente esclarecido. Entretanto, o lodo granulado pode ser caracterizado como um biofilme esférico e existem semelhanças entre a formação do biofilme e do grânulo (SCHMIDT & AHRING, 1996).

SCHMIDT & AHRING (1996) citaram que o desenvolvimento de biofilme ou grânulo pode ser dividido em quatro passos:

1. transporte de células para a superfície de um material inerte não colonizado ou outra célula (chamados a seguir de *substratum*);
2. adsorção reversível ao *substratum* por meio de forças físico-químicas;
3. aderência irreversível de células ao *substratum* por meio de apêndices e/ou polímeros microbianos ligando a célula ao *substratum*; e
4. multiplicação das células e desenvolvimento dos grânulos.

A célula pode ser transportada para o *substratum* por um ou pela combinação dos seguintes mecanismos: difusão (movimento Browniano), transporte advectivo (ou convectivo) no meio líquido, flotação com o gás, sedimentação, ou transporte ativo devido a flagelos, ou seja, motilidade (SCHMIDT & AHRING, 1996).

A agregação celular e a formação do biofilme têm sido examinadas, notadamente, de um ponto de vista mecanicista. Com base nesta abordagem, a formação do biofilme resulta de forças de ligações mecânicas, eletrostáticas (por exemplo, forças de Van der Waals) e bioquímicas (polímeros extracelulares, pontes de biopolímeros), e dinâmica de populações (crescimento e decaimento de células imobilizadas) (VERSTRAETE et al., 1996).

A adsorção inicial é um processo físico-químico reversível, mas pode conduzir a imobilização das bactérias. A adsorção pode ser descrita, numa primeira aproximação com a teoria DLVO (Derjaguin-Landau-Verwey-Overbeek). Esta teoria pode descrever a variação observada na aderência celular reversível em virtude das alterações na força iônica, por exemplo, da relação Ca^{2+}/Mg^{2+} e alterações físicas interfaciais do *substratum*. De acordo com essa teoria, três situações são possíveis entre a célula e o *substratum*: (1) atração fraca e reversível quando as células estão localizadas a uma certa distância do *substratum* (mínimo secundário); (2) repulsão quando interações eletrostáticas são dominantes; e (3) atração forte e irreversível quando forças de Van der

Waals são dominantes (mínimo primário). Geralmente, a adsorção inicial ocorre no mínimo secundário. A resistência da adsorção depende de diferentes forças físico-químicas (iônicas, dipolares, pontes de hidrogênio ou interações hidrofóbicas). A resistência e o número de interações podem variar consideravelmente dependendo da célula e do *substratum*. Para a aderência da bactéria ao *substratum* são necessárias ligações mais específicas (SCHMIDT & AHRING, 1996).

A aderência irreversível é estabelecida por ligações fortes entre o *substratum* e as células microbianas mediante fimbrias, polímeros e outras estruturas de fixação. Não está claro se a bactéria primeiro adere-se reversivelmente e então produz compostos extracelulares, ou inicialmente produz compostos extracelulares e então adere irreversivelmente, ou seja, se os genes para fimbrias e produção de polímeros são expressados antes ou após a aderência (SCHMIDT & AHRING, 1996).

A partir das hipóteses dos trabalhos de Sam-Soon et al. (1987, 1989 e 1990) apud WENTZEL et al. (1994) e SPEECE (1996), descreveram-se as possíveis condições favoráveis para a formação do grânulo:

- configuração de reator com escoamento "pistonado" e meio líquido com pH neutro;
- existência de uma zona com alta pressão parcial de H₂ (zona inferior do reator);
- fonte não limitante de N-amoniacoal e limitada em cisteína; e
- substrato que produz H₂ como um intermediário.

De acordo com esta premissa, os principais microrganismos que utilizam H₂ como sua fonte básica de energia produziram todos seus aminoácidos menos cisteína. Com deficiência de cisteína em um ambiente com alta pressão parcial de H₂ e com quantidades não limitantes de N-amoniacoal, a síntese de protoplasma seria limitada pelo suprimento de cisteína. A fração de excesso de aminoácidos produzidos seria excretado como polipeptídeo extracelular, o qual fixaria os microrganismos filamentosos para formar os grânulos.

A colonização inicia-se quando as bactérias estão aderidas. As células imobilizadas iniciam a divisão na matriz de compostos extracelulares e então a progênie de células fica presa na estrutura do biofilme. Isto resulta na formação de microcolônias de células idênticas. A granulação depende da divisão de células e do

recrutamento de novas bactérias da fase líquida. A matriz granular pode também conter macromoléculas estranhas entrelaçadas (por exemplo, precipitados). A organização das células em grânulos pode facilitar a transferência de substratos e produtos. O arranjo pode depender da hidrofobicidade, da presença de polímeros, ou da geometria da célula (SCHMIDT & AHRING, 1996).

Outra forma de abordar-se a aderência bacteriana é por meio de considerações termodinâmicas. O fenômeno da aderência é controlado por forças hidrofóbicas e eletrostáticas como classicamente descrito pelo conceito DLVO, citado anteriormente. Quando calcula-se a energia livre de aderência (ΔG_{ad}) para duas bactérias idênticas, como uma função da tensão superficial do líquido (γ_{LV}), por meio da função termodinâmica de superfície de Neuman et al. (1974) apud VERSTRAETE et al. (1996), obtêm-se diferentes curvas para diferentes propriedades da superfície das bactérias, conforme mostrado no gráfico da Figura 2. Uma característica notável é o impacto da tensão superficial do líquido no potencial de variação da energia livre de aderência. Em condições de baixas tensões superficiais é favorecida a aderência de bactérias hidrofílicas, enquanto em condições de altas tensões superficiais é favorecida a aderência de espécies hidrofóbicas. Em geral a maior parte das bactérias acidogênicas são hidrofílicas e as metanogênicas parecem ser hidrofóbicas (DAFFONCHIO et al., 1995).

Baseando-se nestas considerações termodinâmicas um conceito geral de agregação foi proposto por THAVEESRI et al. (1995a, b). Dependendo da tensão superficial do líquido (γ_{LV}), considera-se que as células bacterianas crescerão, respectivamente: (1) em ambientes com baixa γ_{LV} ($< 50 \text{ mN.m}^{-1}$) os grânulos serão constituídos no centro por células metanogênicas hidrofóbicas; entre o centro e a superfície externa por células fortemente hidrofóbicas, provavelmente, acetogênicas ou hidrogenotróficas; e na camada externa por acidogênicas hidrofílicas, favorecidas pela presença de carboidratos; (2) em ambientes com alta γ_{LV} ($> 55 \text{ mN.m}^{-1}$) os grânulos serão constituídos no centro por células hidrofóbicas metanogênicas; entre o centro e a superfície externa por células fortemente hidrofóbicas, provavelmente, acetogênicas ou hidrogenotróficas; e na camada externa conglomerados de tipos de células com superfície global hidrofóbica; (3) em ambientes com γ_{LV} intermediária o baixo potencial de energia livre (ΔG) dificulta a formação dos grânulos (THAVEESRI et al., 1995a).

Na Figura 2, na zona A as células hidrofílicas agregam-se melhor; na zona B, células hidrofóbicas apresentam maior diminuição na ΔG_{ad} para agregação e, deste modo, são selecionadas para compor agregados. A zona de 50 a 55 $\text{mN}\cdot\text{m}^{-1}$ tem baixo ΔG potencial (THAVEESRI et al., 1995a).

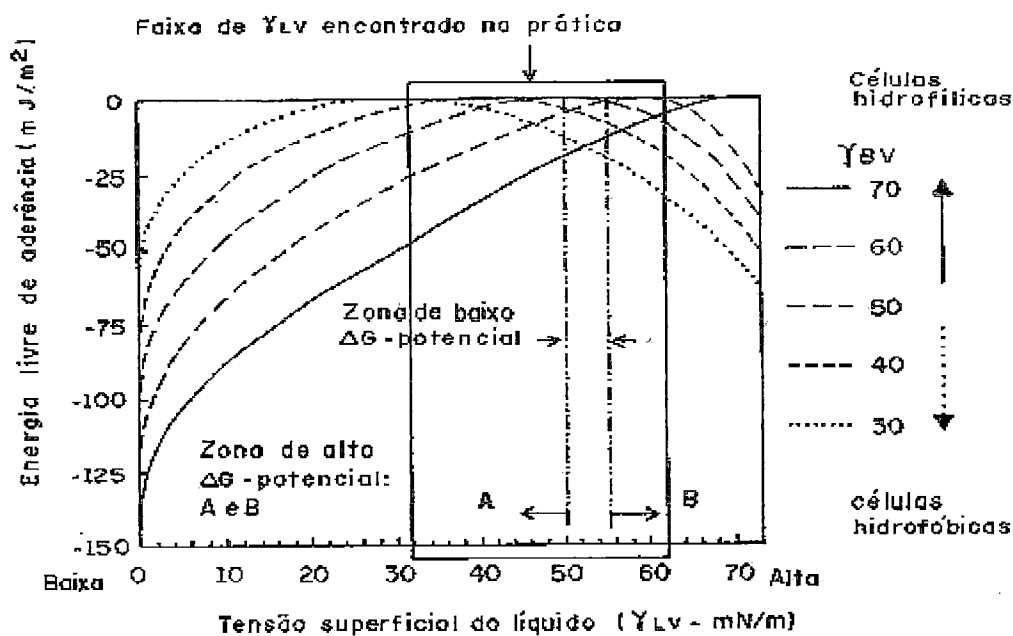


FIGURA 2. Energia livre de aderência (ΔG_{ad}) de duas bactérias idênticas com diferentes valores de γ_{BV} (tensão superficial da bactéria) como uma função de γ_{LV} (tensão superficial do líquido). Fonte: VERSTRAETE et al. (1996).

Em ambientes aquáticos, outra característica inerente das superfícies sólidas é a aderência de bolhas de gás. A área de contato das bolhas de gás é minimizada com superfícies hidrofílicas, conseqüentemente, elas tendem a desprenderem-se da superfície. Por outro lado, as bolhas de gás tendem a prenderem-se efetivamente a superfícies hidrofóbicas. Isto indica que uma superfície com comunidade bacteriana hidrofílica é preferível em processos anaeróbios nos quais é produzido biogás (por exemplo, metano). As perdas de células (suspensas ou agregadas) seria minimizada comparando-se com um consórcio hidrofóbico. Este fenômeno tem sido observado

freqüentemente em muitos reatores de laboratório e escala real, nos quais lodo granulado aderido a bolhas de biogás flutam no topo dos reatores e são levados junto com o efluente, conduzindo à instabilidade no reator. Este arraste de lodo dos reatores tem sido minizado pela adição de agentes antiespumantes, os quais tem propriedades tensoativas reduzindo a γ_{LV} (THAVEESRI et al., 1995a).

Na prática, agentes tensoativos, tais como proteínas e detergentes, são prejudiciais (por exemplo, eles produzem espuma), especialmente em reatores anaeróbios nos quais gases poucos solúveis (por exemplo, metano) são produzidos no meio líquido. Entretanto, concentrações muito baixas de surfactantes, tais como alguns detergentes não-iônicos, podem reduzir a γ_{LV} com pouca espumação. Além disso, alguns detergentes não-iônicos (por exemplo, Afranil, Mogul-DX-236, Nalco, Sedipol) podem funcionar como agentes anti-espumantes ao mesmo tempo que promovem a coalescência das bolhas no meio líquido. A adição de desestabilizadores de espuma no nível de partes por milhão é também prático e efetivo. A manipulação da γ_{LV} para obter ótima aderência bacteriana pela adição de tais surfactantes parece possível e promissora, contanto que a adsorção de surfactantes não altere significativamente a hidrofobicidade da superfície bacteriana. Tais alterações não tem sido observadas em experimentos desenvolvidos com culturas puras e mistas e sistemas de reatores em escala de laboratório (THAVEESRI et al., 1995a).

Para o entendimento da forma pela qual a granulação ocorre, pesquisas intensivas têm sido realizadas sobre a ultraestrutura dos grânulos. Para isso tem sido utilizada a microscopia eletrônica de varredura para examinar a superfície dos grânulos e de bactérias em cortes dos grânulos e a microscopia eletrônica de transmissão para estudos da estrutura interna dos grânulos, das células e de microcônias de bactérias sintróficas e para identificação presuntiva destas bactérias. A composição microbiana tem sido determinada através de técnicas de número mais provável, isolamento com identificação microscópica e também utilizando-se métodos imunológicos (SCHMIDT & AHRING, 1996).

Methanosarcina spp e *Methanosaeta* spp (anteriormente *Methanothrix* spp) são bactérias metanogênicas acetoclásticas importantes em grânulos. *Methanosarcina* spp normalmente cresce em agregados grandes, em torno de 1 a 3 mm. Estes agregados consistem de um grande número de células individuais rodeadas por uma

parede grossa. *Methanosarcina* spp utiliza vários substratos metanogênicos, incluindo acetato, metanol, metilaminas e algumas vezes H_2/CO_2 . *Methanosaeta* spp são organismos filamentosos, os quais são conhecidos por crescerem somente em acetato. *Methanosarcina* spp tem maior taxa máxima de crescimento com acetato do que *Methanosaeta* spp, mas o valor de K_m com acetato para *Methanosaeta* spp é 5 a 10 vezes menor do que para *Methanosarcina* spp. Este dado cinético indica que a seleção para grânulos com predominância de *Methanosaeta* spp deve ser favorecida por equilíbrio sob baixas concentrações de acetato no reator UASB. Entretanto, deve-se considerar que *Methanosarcina* spp, ao contrário de *Methanosaeta* spp, tem a capacidade de utilizar vários substratos metanogênicos e, portanto, seu papel em reatores anaeróbios não pode ser baseado somente no metabolismo do acetato (SCHMIDT & AHRING, 1996).

Alguns autores afirmam que os vários grupos tróficos de bactérias são distribuídos aleatoriamente através do grânulo e que não é evidente uma organização interna. Outros tem descrito uma organização mais estruturada das populações nos grânulos.

CAMPOS (1989) descreveu que as biopartículas (meio suporte areia), presentes em reator anaeróbio de leito fluidificado alimentado com substrato orgânico sintético (extrato de fígado e glicose), eram constituídas por camadas envolventes.

As observações de grânulos, efetuadas por MACLEOD et al. (1990), ao microscópio eletrônico de varredura e de transmissão, revelaram as seguintes características estruturadas de grânulos:

- na superfície de grânulos irregularmente esféricos há presença de um larga diversidade de bactérias.

- o interior do grânulo apresenta estrutura com bactérias na forma de bastonete encaixadas nas cavidades e cercadas por três camadas diferentes de bactérias. Os microrganismos predominantes em cada camada estão distribuídas da seguinte forma:

- camada 1: a camada externa contém grupos de organismos que lembram metanogênicas coccus, da ordem *Methanococcales*, organismos filamentosos similares a *Methanospirillum* spp, *Methanosarcina* spp, redutoras de sulfato e acidogênicas produtoras de H_2 .

- camada 2: bactérias em forma de bastonetes como *Methanobrevibacter* spp, *Syntrophobacter* spp e acetogênicas produtoras de H₂.

- camada 3: as bactérias que ocupam o centro dos grânulos são semelhantes em tamanho e forma às *Methanotherix* spp (*Methanosaeta* spp).

Tal divisão em zonas tróficas especializadas ao longo do raio do grânulo é consistente com o modelo de difusão de substrato e produto no biofilme proposto por McCarty & Smith (1986) apud GUIOT et al. (1991).

O substrato de alimentação do reator movimenta-se através do líquido até o grânulo por fluxo de massa, então difunde-se no grânulo onde é transformado em propionato, acetato e hidrogênio. Em resposta aos gradientes, H₂, propionato e acetato são transportados no líquido e difundem-se em direção ao centro do grânulo. Isto seleciona zonas de atividade específica, esquematizadas conforme segue: zona acidogênica, no líquido e na camada externa; zonas de consumo de H₂ com baixa afinidade e alta taxa na superfície e alta afinidade e baixa taxa no espaço mediano; no centro, zona acetoclástica de baixa afinidade na periferia e alta afinidade no interior; e bactérias acetogênicas produtoras de H₂ oxidando ácidos graxos voláteis no espaço mediano, conforme esquematizado na Figura 3 (GUIOT et al., 1991).

A presença de células de *Methanotherix* spp (*Methanosaeta* spp) no núcleo central dos grânulos sugere que agregados de *Methanotherix* spp podem funcionar como centros de nucleação que iniciam o desenvolvimento dos grânulos. Alguns dos primeiros organismos colonizadores seriam aqueles que reduzem acetato, representados pelas bactérias acetogênicas produtoras de H₂, as quais ocupam papel central na digestão anaeróbia (MACLEOD et al., 1990).

Os ácidos voláteis produzidos pelas bactérias fermentativas são degradados a acetato, pelas acetogênicas produtoras de H₂. Altas concentrações de H₂ inibem a degradação de propionato e butirato. Deste modo, necessita-se do estabelecimento de relações sintróficas entre este grupo e bactérias metanogênicas utilizadoras de H₂. A presença no lodo granuloso de organismos envolvidos em associações sintróficas é confirmada pela degradação de propionato. Com base na variação da energia livre (Gibbs), concluiu-se que somente micronichos no interior da estrutura granular, nos quais a concentração de hidrogênio seja suficientemente baixa, podem permitir a degradação do propionato. Deste modo, forma-se a segunda camada,

obs
grânulo

obs
grânulo

obs
*
grânulo

camada 1

obs

incluindo produtoras de H_2 e organismos consumidores de H_2 . A camada externa é resultante da aderência de bactérias fermentativas ao microagregado, proporcionando contato deste grupo metabólico com seus substratos. Medidas de atividade confirmaram a presença deste grupo trófico na estrutura do grânulo. A presença de organismos metanogênicos, na camada externa, sugere que os organismos utilizadores de H_2 removam qualquer hidrogênio livre, antes de penetrar na segunda camada. Os organismos utilizadores de hidrogênio, presentes na segunda camada, estariam aptos a remover o hidrogênio produzido pelas acetogênicas (MACLEOD et al., 1990).

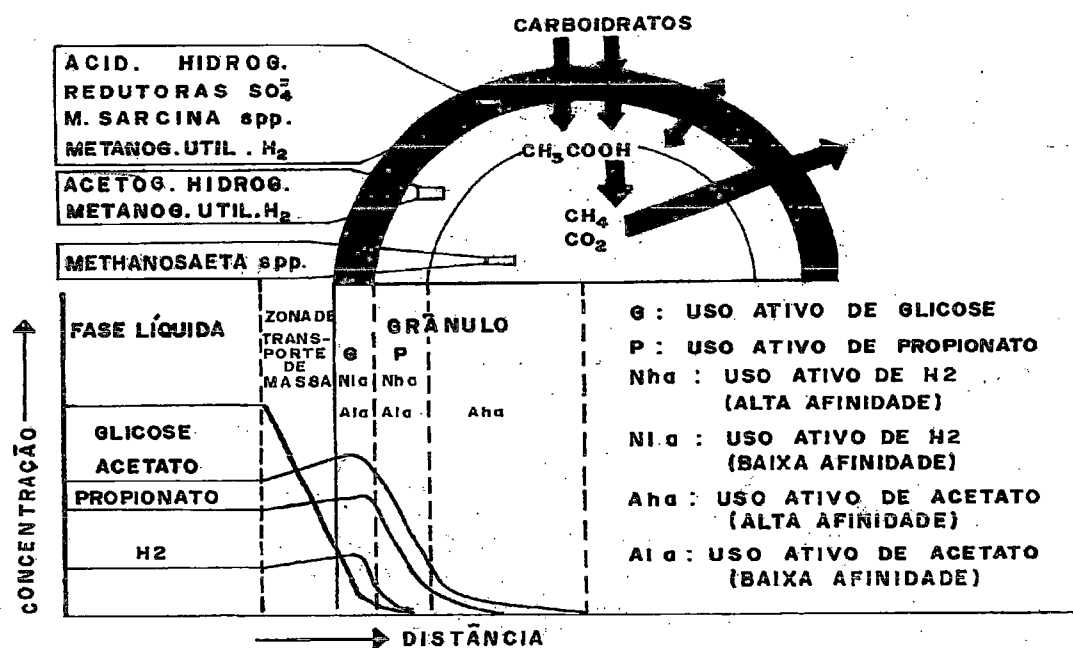


FIGURA 3. Estrutura de arranjo proposta para população no grânulo, relacionada com o modelo de difusão de substrato e produto para grânulos alimentados com glicose, adaptado do modelo de McCarty & Smith (1986) para alimentação de biofilme com etanol e propionato. Fonte: GUIOT et al. (1991).

O trabalho de LENS et al. (1993) com microeletrodos confirmou que os agregados metanogênicos têm uma distribuição de atividade heterogênea. Foi demonstrado claramente que a atividade acidogênica ficou situada na parte externa enquanto a atividade metanogênica no interior.

GROTHENHUIS et al. (1991) observaram que grânulos crescendo em águas residuárias de refinaria de açúcar ou etanol não exibiram orientação espacial das bactérias, enquanto grânulos crescendo em propionato apresentaram dois tipos de agrupamentos. Um agrupamento consistia de bactérias imunologicamente associadas à *Methanosaeta soehngeni*. O outro agrupamento consistiu de duas espécies de bactérias, uma imunologicamente associada à *Methanobrevibacter arboriphilus* AZ e a outra foi identificada como uma bactéria que oxida propionato não imunologicamente associada à *Syntrophobacter wolinii*. Os dois tipos de agrupamentos foram distribuídos aleatoriamente através dos grânulos.

A organização interna dos vários grupos tróficos nos grânulos parece depender da composição da água residuária e dos passos catabólicos dominantes no grânulo. A orientação espacial muitas vezes é observada em grânulos crescendo em substratos com águas residuárias complexas, ao contrário dos grânulos crescendo em substratos simples, como por exemplo, acetato. Em grânulos crescendo em águas residuárias complexas, a organização interna pode ser benéfica para uma ótima degradação do substrato e seus intermediários. Um agregado estruturado é um arranjo metabólico estável que mantém condições ótimas para todos seus membros (SCHMIDT & AHRING, 1996). Em alguns estudos de grânulos crescendo em sistemas com substratos complexos (GROTHENHUIS et al., 1991) não se observou uma organização interna evidente, provavelmente devido ao substrato complexo ser degradado diretamente a acetato, com pouca ou nenhuma produção de outros intermediários, tais como butirato e propionato (SCHMIDT & AHRING, 1996).

FANG et al. (1994 e 1995) analisaram a microestrutura de grânulos de reatores UASB tratando águas residuárias contendo formiato, acetato, propionato, butirato, peptona, sacarose, amido, benzoato, resíduos de cervejaria e glutamato monossódico. Os resultados indicaram que a microestrutura dos grânulos foi fortemente dependente da cinética de degradação dos substratos. Para substratos tais como carboidratos, nos quais o passo inicial de degradação foi consideravelmente mais rápido do que a subsequente degradação dos intermediários, os grânulos desenvolveram-se com microestrutura em camadas. Entre eles, grânulos degradando butirato e benzoato apresentaram microestrutura em duas camadas, enquanto os grânulos degradando sacarose, amido e carboidratos de águas residuárias de cervejaria apresentaram estrutura

em três camadas. Por outro lado, para substratos tais como proteínas, nos quais o passo inicial foi o limitante, os grânulos desenvolveram-se com microestrutura uniforme. Os grânulos degradando formiato, acetato, propionato, peptona e glutamato monossódico também apresentaram microestrutura uniforme.

Nos grânulos degradando formiato predominaram filamentos de bacilos associados à *Methanobacterium formicicum*; para acetato predominaram filamentos associados à *Methanothrix* spp (*Methanosaeta* spp) e cachos de vesículas espalhados associados à *Methanosarcina* spp; para propionato compreenderam microcolônias espalhadas associadas à *Methanothrix* spp e microcolônias sintróficas justapostas; para peptona observaram-se diferentes morfologias não havendo predominância de espécies de bactérias, sendo encontradas microcolônias compostas de bactérias associadas à *Methanothrix* spp e *Methanosarcina* spp e bactérias sintróficas espalhadas no interior do grânulo; para glutamato monossódico desenvolveram-se microestruturas uniformes mas complexas (FANG et al., 1995).

THAVEESRI et al. (1995c) observaram que em reator UASB alimentado somente com ácidos graxos voláteis desenvolveram-se dois tipos de grânulos, pretos e brancos; no reator alimentado com 90% de ácidos graxos voláteis e 10% de sacarose três tipos de grânulos desenvolveram-se, pretos, brancos e cinza; no reator alimentado com 70% de ácidos graxos voláteis e 30% de sacarose somente grânulos brancos e cinza foram observados. Testes de atividade destes grânulos revelaram que grânulos pretos tinham alta atividade metanogênica específica (AME) e baixa atividade acidogênica específica (AAE); grânulos brancos tinham AME muito alta e AAE baixa; grânulos cinza tinham alta AAE e considerável AME. Medidas da coenzima F420 revelaram que os grânulos pretos consistiam, predominantemente, de bactérias metanogênicas acetoclásticas.

QUARMBY & FORSTER (1995) também observaram alterações na estrutura interna dos grânulos quando o tipo de água residuária tratada foi mudada e uma comparação entre os lodos tratando o mesmo tipo de água residuária mostrou que outros fatores tais como taxa de carregamento orgânico, pH e DQO podem também afetar a estrutura dos grânulos.

A granulação do lodo é importante para a primeira partida de um reator UASB, isto é, quando utiliza-se na partida um lodo anaeróbio floculento de,

relativamente, baixa atividade metanogênica. Entretanto, a formação de um lodo granular certamente não é um pré-requisito para sistemas UASB, pois a formação de um lodo floculento “compacto” com alta atividade metanogênica pode ser suficiente (LETTINGA, 1995).

A granulação é um processo completamente natural, e ocorrerá em todos sistemas onde as condições básicas sejam encontradas, isto é, em substratos predominantemente solúveis e em reatores operados com escoamento ascendente (LETTINGA, 1995).

A granulação em sistemas UASB de tratamento anaeróbio ocorre bem sob todas condições de temperatura, isto é, mesofílica, termofílica e também psicrófila (LETTINGA, 1995).

Uma das bases essenciais da granulação é o fato do crescimento bacteriano ser restrito a um número limitado de núcleos de crescimento. Para o entendimento das razões pelas quais a granulação ocorre, o seguinte deve ser considerado (LETTINGA, 1995):

- núcleos apropriados de crescimento, tais como, materiais suporte bacterianos orgânicos inertes e inorgânicos, já devem estar presentes no lodo de inóculo;
- a retenção de material finamente disperso, incluindo material bacteriano viável, será diminuída, uma vez que a velocidade superficial do líquido e do gás aumenta. Como resultado a formação do filme e/ou agregado então é intensificada;
- o tamanho dos agregados e/ou a espessura do biofilme são limitados, isto é, dependem da resistência intrínseca das forças de ligação, do grau de entrelaçamento bacteriano e das forças externas exercidas sobre as partículas ou filmes (por exemplo, cisalhamento). Entretanto com o tempo os filmes/partículas se desintegrarão, originando uma próxima geração. A primeira geração de agregados, citados por Hulshoff Pol et al. (1983a, b) como grânulos “filamentosos”, consistem, principalmente, de longos filamentos bacterianos multicelulares de bacilos (quando cultivado com ácidos graxos voláteis). Eles são completamente volumosos sendo de fato mais flocos do que grânulos;
- o núcleo secundário de crescimento retido crescerá em tamanho novamente, mas também em densidade bacteriana. O crescimento não é limitado à região

externa mas ocorrerá também dentro do agregado. Devido ao tempo eles se desintegram novamente originando uma terceira geração, etc;

- os grânulos “amadurecerão” gradualmente. Como resultado desse processo de envelhecimento os grânulos filamentosos volumosos, predominantes durante os estágios iniciais do processo de granulação, desaparecerão e serão substituídos por grânulos densos compostos de bacilos. Num lodo granulado amadurecido, geralmente, estarão ausentes grânulos filamentosos;

O processo de granulação pode ser significativamente aumentado pela presença de certa quantidade de substrato não acidificado na água residuária. Isto é, particularmente, verdadeiro para sistemas termofílicos (LETTINGA, 1995).

THAVEESRI et al. (1995c) observaram que o rendimento de lodo granulado aumentou proporcionalmente a adição da sacarose na mistura com ácidos graxos voláteis alimentando reatores UASB mesofílicos.

Apesar do conhecimento já existente sobre a granulação do lodo, para a prática da primeira partida de um reator UASB, o tema permanece um tanto problemático, na medida que consome bastante tempo. Considerando-se a complexidade dos processos anaeróbios de tratamento, mais particularmente do processo de granulação, é desejável que a primeira partida seja feita por operadores com conhecimento e experiência. Para indústrias que querem ser auto-suficientes a este respeito, é importante seguirem as diretrizes fornecidas na Tabela 1 (LETTINGA, 1995).

Em virtude da baixa taxa de crescimento dos microrganismos metanogênicos, a primeira partida de um reator anaeróbio necessita de um período de 3 a 5 meses. Porém com o aumento do emprego do tratamento anaeróbio grandes quantidades de lodo granulado excedente de alta qualidade estarão disponíveis. Este lodo granulado excedente é considerado um material de inóculo quase ideal, portanto a partida de novas instalações poderá ser completada em poucos dias. A principal condição para isto é a manutenção de taxas de carregamento do lodo bem abaixo de 50% de sua taxa máxima de utilização do substrato durante as primeiras semanas (LETTINGA, 1995).

O lodo pode então se adaptar a nova situação, também quando a água residuária a ser tratada diferir significativamente na composição e concentração da água residuária original tratada pelo lodo de inóculo. Mesmo a uma taxa de carregamento do lodo de 50% de sua atividade específica máxima, geralmente, altas cargas volumétricas

TABELA 1. Conhecimento atual e diretrizes para a primeira partida de reatores UASB.

I. Características do lodo de inóculo.

Uma grande variedade de materiais de inóculo pode ser usada, como por exemplo, lodos de esgoto digeridos e não digeridos, diferentes tipos de esterco, lodo ativado aeróbio e mesmo partículas suporte orgânicas inertes e inorgânicas contanto que microrganismos anaeróbios estejam presentes na água residuária. A presença de materiais suporte adequados (por exemplo: tamanho, densidade, propriedades da superfície) é essencial para a aderência bacteriana.

II. Forma de operação.

É essencial reter os ingredientes densos do material de inóculo (isto é, materiais suporte) e efetuar uma remoção completa e contínua das frações menos densas do lodo de inóculo (por meio da aplicação de suficiente pressão de seleção). A respeito disto as seguintes recomendações podem ser feitas:

- a. lodo fino e disperso arrastado do sistema não deve ser retornado,
- b. recirculação de efluente deve ser aplicada no caso da DQO biodegradável no afluente exceder 3 g.l^{-1} , para reforçar a pressão de seleção,
- c. a taxa de carregamento orgânico deve ser aumentada paulatinamente, sempre depois de no mínimo 80% da DQO biodegradável ser removida. Nesta situação a taxa de carregamento do lodo aumenta com relativa rapidez. A concentração de acetato deve ser mantida a níveis baixos, por exemplo, abaixo de aproximadamente 200 mg.l^{-1} . Assim intensifica-se o crescimento de organismos com alta afinidade pelo substrato,
- d. pode ser benéfica a aplicação de alguma mistura mecânica no reator para promover a segregação do lodo.

III. Características da água residuária.

- a. Concentração da água residuária: a granulação ocorre mais rápido com menores concentrações do substrato, isto é, na faixa de $1 \text{ a } 3 \text{ g.l}^{-1}$ de DQO biodegradável.
-

continuação da TABELA 1.

b. Composição da água residuária: a granulação ocorre bem em substratos com proteínas solúveis e carboidratos pouco acidificados, isto é, substancialmente mais rápido do que com substratos somente de ácidos graxos voláteis. Altas concentrações de sais de cálcio de ácidos graxos voláteis conduzirão a problemas de incrustação de CaCO_3 no lodo granulado.

c. Natureza dos poluentes: materiais orgânicos e inorgânicos dispersos retardam a granulação e portanto não devem estar presentes em concentrações excedendo, aproximadamente, 100 a 200 mg.l^{-1} (dependendo da concentração da DQO biodegradável solúvel).

IV. Fatores ambientais.

a. Temperatura: a granulação ocorre melhor sob condições ótimas mesofílicas e termofílicas.

b. O pH deve ser mantido acima de 6,2.

c. Todos os fatores de crescimento essenciais (N, P, S e elementos traço) devem estar presentes em quantidades suficientes e na forma disponível.

d. Compostos tóxicos devem estar ausentes em concentrações inibitórias.

Fonte: LETTINGA (1995)

poderão ser acomodadas pelo novo sistema de tratamento, dependendo da quantidade de lodo de inóculo utilizado, implicando que esta restrição na prática não representa qualquer obstáculo (LETTINGA, 1995).

Uma característica extremamente importante do lodo metanogênico é a sua capacidade de ser preservado por longos períodos de tempo sem alimentação de substrato. Com relação a isto, pode-se concluir que nenhum outro sistema de tratamento biológico pode competir com o processo anaeróbio com respeito à velocidade de partida. Isto é confirmado pelas experiências práticas existentes até agora com esta segunda partida. Apesar da segunda partida, geralmente, ocorrer satisfatoriamente, em situações específicas, entretanto, alguns problemas sérios podem ocorrer, tais como a deterioração dos grânulos do lodo, aderência de bactérias

acidogênicas filamentosas de crescimento rápido, flotação de lodo granulado e incrustações de CaCO_3 (LETTINGA, 1995).

A ocorrência de qualquer forma de deterioração do lodo granulado tem-se tornado uma das principais áreas de pesquisa. Resultados destes trabalhos tem sido sintetizados (LETTINGA, 1995 e VERSTRAETE et al., 1996), conforme apresentado na Tabela 2.

A granulação do lodo certamente não é restrita ao tratamento anaeróbio. Ela também ocorrerá em outros processos biológicos de tratamento, contanto que o reator do sistema seja apropriado e o sistema seja operado de forma correta, tais como reatores contendo lodo principalmente de microrganismos acidogênicos, desnitrificantes, redutores de sulfato e nitrificantes. Entretanto, o desenvolvimento e a velocidade do processo de granulação e conseqüentemente as características finais do lodo granular formado dependerá das propriedades específicas dos organismos envolvidos no processo (LETTINGA, 1995).

Fatores importantes a serem considerados no processo de granulação são a taxa de crescimento e a taxa de decaimento e morte dos organismos, a cinética de degradação do processo no consórcio imobilizado, a prevalência de relações sintróficas na degradação dos compostos do poluente e, certamente, as características dos organismos associadas a morfologia, especificidade do substrato, hidrofobicidade, carga superficial, habilidade para produzir polímeros específicos e sensibilidade a parâmetros ambientais (LETTINGA, 1995).

O entendimento do efeito da maior parte das propriedades específicas bacterianas citadas anteriormente neste item, ainda está longe de conclusão, tal como o efeito da taxa de crescimento. É bem conhecido que o crescimento lento dos microrganismos metanogênicos e acetogênicos possibilita a produção de um excelente lodo granulado compacto. O processo de granulação ocorre bem, embora lentamente. Resultados obtidos com microrganismos acidogênicos, de crescimento significativamente mais rápido, são menos positivos, mas um lodo granulado acidogênico pode desenvolver-se. Entretanto o risco de formação de um lodo do tipo floculento volumoso neste caso é maior. Isto ocorrerá, particularmente, quando os organismos filamentosos estiverem sujeitos a baixas concentrações de substrato no líquido, porque então seu crescimento será restrito, principalmente, à periferia do agregado. A formação de lodo granulado nestas

Obs
A

TABELA 2. Esquema geral dos problemas potenciais de eficiência do lodo granulado em reatores UASB.

Problemas	Causas	Soluções
1. Crescimento insuficiente do lodo	1.1a. Limitação de nutrientes e elementos traço	1.2a. Aumentar a concentração de nutrientes e/ou elementos traço no afluente
	1.1b. Elevado grau de pré-acidificação do afluente	1.2b. Reduzir grau de pré-acidificação
	1.1c. Taxa de carregamento do lodo muito baixa	1.2c. Aumentar a taxa de carregamento (removendo lodo do reator)
	1.1d. Arraste de lodo granulado (ver itens 4 e 5)	
	1.1e. Arraste de lodo floculento e desintegração de lodo granulado (ver item 6)	
2. Capacidade metanogênica insuficiente (reator sobrecarregado)	2.1a. Lodo insuficiente no reator	2.2a. Reduzir a taxa de carregamento. Aumentar a quantidade de lodo, utilizando lodo de inóculo externo. Promover o crescimento do lodo (ver item 1) e reduzir seu arraste (ver itens 3 e 6)
	2.1b. Atividade metanogênica insuficiente (ver item 3)	2.2b. Diminuir a taxa de carregamento do lodo. Aumentar a atividade metanogênica do lodo (ver item 3.2)

continuação da TABELA 2.

Problemas	Causas	Soluções
3. Atividade metanogênica insuficiente	3.1a. Deficiência de nutrientes ou elementos traços (ver item 1.1a)	
	3.1b. Crescimento abundante de bactérias acidogênicas	3.2b. Aumentar o grau de pré-acidificação da água residuária. Reduzir a taxa de carregamento
	3.1c. Acumulação de material orgânico suspenso no leito de lodo	3.2c. Assegurar que o afluente não contenha material suspenso
	3.1d. Temperatura do processo muito baixa	3.2d. Aumentar temperatura
	3.1e. Compostos tóxicos na água residuária de alimentação ou condições inibitórias da atividade (ver item 6.1d)	
4. Arraste de grânulos	4.1a. Aprisionamento de gás em vazios do grânulo. Formação de grânulos muito grandes devido às baixas temperatura, taxa de carregamento, concentração do afluente (ver também 6.1a, b)	4.2a. Aumentar a temperatura, taxa de carregamento e concentração do afluente visando reduzir o tamanho do grânulo
	4.1b. Aprisionamento de gás devido a formação de grânulo estruturado em camadas, coberto com biomassa acidogênica	4.2b. Aplicar condições de processo mais estáveis, aumentando o grau de pré- acidificação da água residuária

continuação da TABELA 2.

Problemas	Causas	Soluções
5. Arraste de lodo, formação de lodo volumoso	5.1a. Conglomeração de grânulos individuais, relacionando-se a presença de bactérias acidogênicas suspensas no afluente.	5.2a. Retirar material suspenso do afluente. Diminuir o grau de pré-acidificação.
	5.1b. Crescimento intenso de bactérias acidogênicas em suspensão ou aderidas à superfície do grânulo	5.2b. Aumentar o grau de pré-acidificação. Intensificar a aplicação de mistura
	5.1c. Formação de grânulos muito “fofos” com intenso crescimento aderido de bactérias acidogênicas	5.2c. Aumentar o grau de pré-acidificação. Diminuir a taxa de carregamento no lodo
6. Desintegração de grânulos	6.1a. Problemas de demora na partida (ver itens 6.1b, d)	6.2a. Aplicar outra estratégia de partida (rápido aumento da taxa de carregamento do lodo), escolhendo outro tipo de lodo de inóculo
	6.1b. Variações repentinas na taxa de carregamento e/ou concentração do afluente	6.2b. Aplicar condições de processo mais estáveis
	6.1c. Aumento repentino no grau de pré-acidificação. Morte das bactérias acidogênicas por falta de substrato	6.2c. Aplicar uma pré-acidificação mais constante. Sendo na partida, escolher outro tipo de lodo de inóculo

continuação da TABELA 2.

Problemas	Causas	Soluções
6. Desintegração de grânulos (cont.)	6.1d. Exposição (periódica) a compostos tóxicos ou condições prejudiciais	6.2d. Remover ou desintoxicar o composto tóxico. Impôr longos períodos de adaptação. Usar um tampão hidráulico mais forte.
	6.1e. Forças mecânicas muito fortes	6.2e. Prevenir as forças mecânicas muito fortes, diminuindo a taxa de aplicação no lodo
	6.1f. Formação de lodo floculento devido à pressão de seleção insuficiente	6.2f. Não há problema se o processo está estável. Caso contrário aumentar a pressão de seleção (recirculação do efluente)

Fonte: Alphenaar (1994) apud VERSTRAETE et al. (1996).

condições poderá ser aumentada pela intensificação da pressão de seleção no sistema, por exemplo, pela aplicação intermitente ou contínua de agitação mecânica (LETTINGA, 1995).

Junto com a taxa de crescimento, a taxa de decaimento e morte dos organismos participantes do processo de granulação são fatores de importância crucial. Nos sistemas operados com tempo de retenção de sólidos (TRS), significativamente, maior do que a taxa de morte e decaimento de alguns dos microrganismos aí crescendo, se desenvolverá um lodo com conteúdo, relativamente, menor destes microrganismos, mesmo quando a sua taxa de crescimento for alta comparada com a dos outros organismos participantes no processo de degradação. Um exemplo muito relevante e típico na tecnologia anaeróbia de águas residuárias concerne ao tratamento de substrato parcialmente ou não acidificado. Por causa da alta taxa de crescimento dos organismos acidogênicos, alguns pesquisadores propuseram aplicar o processo de tratamento em duas fases separadas espacialmente. Foram relatados como principais benefícios a alta taxa de carregamento específico no reator metanogênico e a alta estabilidade do processo. Presumiu-se que o rápido crescimento dos organismos acidogênicos proporcionaria um lodo com atividade metanogênica baixa, na configuração do processo com uma fase. No sistema de tratamento em duas fases o crescimento dos organismos acidogênicos no reator metanogênico poderia ser mantido no mínimo, de tal maneira, que se desenvolveria aí um lodo com alta atividade metanogênica. É claro que o efeito das grandes diferenças na taxa de decaimento e morte entre os organismos acidogênicos e metanogênicos foi completamente ignorada (LETTINGA, 1995).

A alta taxa de morte e decaimento dos organismos acidogênicos nos sistemas modernos de alta taxa, de fato, dificilmente pode ser prejudicial ao desenvolvimento de um lodo com alta atividade metanogênica. Embora, as bactérias acidogênicas cresçam rapidamente quando alimentadas com águas residuárias não acidificadas, a maior parte morrerá e será degradada, devido a alta idade do lodo prevalecente, nestes sistemas de reatores anaeróbios de alta taxa. A situação, obviamente, seria mais séria se depois da morte a biomassa remanescente não sofresse decaimento. Neste caso nenhum espaço seria mantido livre para o consórcio consistindo de acetogênicas e metanogênicas (LETTINGA, 1995).

Independentemente destas considerações cinéticas existem dois outros fatores para rejeitar o conceito de tratamento em duas fases. Primeiro, as bactérias acidogênicas dispersas quando presentes na alimentação do reator metanogênico estimulam a flotação do lodo e, portanto, afetam negativamente a retenção de lodo do reator metanogênico. Desta forma, bactérias acidogênicas devem estar ausentes, ou ao menos a concentração na biomassa deve permanecer abaixo de 300 a 400 mg.l⁻¹. Considerando-se ademais o fato de que o investimento e custos de operação dos sistemas de duas fases são significativamente maiores, fica claro que na maior parte das situações são preferidos os sistemas de tratamento de uma fase (LETTINGA, 1995).

2.2.4. Tecnologia do tratamento anaeróbio em reatores UASB: aplicabilidade e projeto.

Os processos de digestão anaeróbia apresentam grande potencial para o tratamento de águas residuárias solúveis não complexas, significando águas residuárias as quais não contém compostos em concentrações inibitórias nem compostos os quais possam promover qualquer outro problema sério, tais como espumação intensa ou formação de camada de espuma. Vários sistemas de tratamento anaeróbio de alta taxa estão disponíveis para este fim. Destes sistemas, o potencial usuário preferirá o mais econômico, tanto em termos de investimento, mas também particularmente em operação. Considerando a situação presente, referente à aplicação do tratamento anaeróbio, a possibilidade de utilização de reatores UASB para tratar, principalmente, águas residuárias solúveis tem sido suficientemente demonstrada, tanto em escala piloto quanto em escala real (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991).

Águas residuárias industriais contendo poluentes insolúveis ou potencialmente insolúveis e compostos os quais possam causar inibição ou toxicidade, espumação, escamação e/ou flotação do lodo podem ser incluídas na categoria designada como águas residuárias complexas (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

Por causa da presença destes compostos, uma grande variedade de problemas pode manifestar-se no tratamento anaeróbio, dependendo do tipo e concentração do composto complexo presente. Entretanto, em todos casos a aplicação satisfatória do processo requer, segundo LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991):

- operação apropriada, a qual depende do entendimento suficiente dos problemas que possam ocorrer e conseqüentemente do controle apropriado do processo e

- um "lay-out" do sistema e projeto do sistema de reator apropriados, mais uma vez com base no correto entendimento dos problemas que possam ocorrer e obviamente de conhecimento aprofundado do reator.

Este item, em parte, conforme apresentado por LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991), abordará o tratamento anaeróbio em reator UASB de águas residuárias complexas contendo:

- compostos orgânicos e inorgânicos insolúveis,
- substratos que tendem a precipitar e
- compostos que promovem espumação e/ou formam camada de espuma sob a ocorrência de condições específicas.

Materiais finamente dispersos e pouco floculados exercem um efeito adverso sobre a floculação do lodo e portanto sobre a retenção do lodo no reator, conduzindo ao estabelecimento de limites de SST no aflente para aplicação de reatores UASB (LETTINGA et al., 1980).

Isto foi observado, particularmente, nos experimentos de laboratório com água residuária de produção de açúcar de beterraba, onde o material suspenso, consistindo, provavelmente, de organismos formadores de ácidos, acumularam-se dificultando intensamente a refloculação dos flocos de lodo desintegrados, especialmente, com concentrações acima de 1000 mg.l^{-1} . Comportamento similar foi observado em experimentos nos quais a matéria orgânica dispersa alcançou concentrações acima de 1500 mg.l^{-1} , ocasionando que em nenhuma situação (laboratório, planta piloto ou escala real) mais do que 20-25% desta matéria orgânica ficava retida no reator (LETTINGA et al., 1980).

O tratamento com reator UASB não é eficiente para águas residuárias contendo altas concentrações de sólidos suspensos, devendo ser limitado ao redor de 500 mg.l^{-1} de SST, segundo recomendação de STRONACH et al. (1986).

Quanto menor a concentração de sólidos suspensos (SS) na água residuária, menores serão os problemas no tratamento. A concentração máxima aceitável de SST depende da concentração total de matéria orgânica na água residuária. No caso de

resíduos com baixa concentração, tal como esgoto doméstico, (DQO típica de 500 mg.l^{-1}), está verificado que este pode ser tratado com sucesso no reator UASB, já que a concentração de SST alcança valores absolutos baixos (aproximadamente 250 mg.l^{-1}), mas valores relativos altos ($0,5 \text{ mg SST/mg DQO}$). No caso de um resíduo concentrado, tal como o de usinas de açúcar e álcool (DQO típica de 25000 mg.l^{-1}), também tem sido tratado com sucesso em reator UASB, ocorrendo o oposto, isto é, a concentração de SS alcança valores absolutos altos (por exemplo 1000 mg.l^{-1}), mas com baixos valores relativos ($0,04 \text{ mg SST/mg DQO}$). Portanto, fica claro que existem dois critérios, os quais ocorrendo simultaneamente ($\text{SST} < 1000 \text{ mg.l}^{-1}$ e $\text{SST/DQO} < 0,5$), não impedirão o tratamento da água residuária no reator UASB (SOUZA, 1986).

MORRIS & JEWELL (1981) observaram que celulose particulada (20 a $100 \mu\text{m}$ de tamanho), presente em águas residuárias, poderia ser removida utilizando-se um reator anaeróbio de filme fixo e leito expandido, sob taxas de carregamento orgânico de até $8 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, e sugeriram que uma grande quantidade de materiais orgânicos particulados complexos poderiam ser removidos em reatores anaeróbios.

Recentemente vários trabalhos vem sendo realizados com a utilização de reatores UASB para tratamento de águas residuárias com concentrações de SST ao redor e superiores a 1000 mg.l^{-1} , dentre eles tem-se, ALVAREZ (1990) com águas residuárias de confinamento de bovinos; FANG et al. (1990) com águas residuárias de cervejaria; FANG & KWONG (1994) e KWONG & FANG (1996) com águas residuárias contendo amido de milho; KUDO et al. (1991) com águas residuárias de produção quimio-termomecânica de polpa em indústrias de papel e celulose; KIMATA et al. (1993) com águas residuárias de condicionamento térmico de lodo; SAYED (1987), SAYED et al. (1993), SENDIC (1995) e MARTINEZ et al. (1995) com águas residuárias de abatedouros.

Para o entendimento dos problemas no tratamento de águas residuárias industriais parcialmente solúveis deve-se considerar algumas características importantes com relação aos possíveis efeitos do material insolúvel (ou seja, várias frações de SS) (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991):

- biodegradabilidade e ou taxa de degradação nas condições operacionais prevalentes,

- tamanho e área superficial dos SST,
- afinidade das células bacterianas para aderirem ao material,
- densidade dos SST, isto é, sua flotabilidade e sedimentabilidade,
- tendência do material suspenso de coalescer,
- tendência do material suspenso de ser adsorvido ao lodo.

Dependendo das características acima, o material suspenso (ou com potencial para precipitação) presente na água residuária poderá afetar o sistema de tratamento anaeróbio, adversamente, das maneiras descritas a seguir (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

a) Reduzindo a atividade metanogênica específica do lodo (quando expressa com base no lodo orgânico presente), no caso dos SST serem pouco ou não biodegradáveis e quando eles acumulam-se no leito de lodo através de um mecanismo de entrelaçamento mecânico ou adsorção física. Tal deterioração da atividade específica do lodo presente no reator pode ser amplamente evitada pelo uso de reatores UASB com lodo granulado. Neste caso o lodo de excesso pouco biodegradável formado a partir dos SST, o qual geralmente tem caráter de lodo floculento, se acumulará sobre o leito de lodo granulado. Isto possibilitará a descarga separada do lodo excedente de baixa atividade e, conseqüentemente, o lodo granulado não será, intensamente, diluído com o lodo floculento de excesso e a atividade específica volumétrica permanecerá quase inalterada (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

LETTINGA (1996) apresentou resultados da aplicabilidade de reator UASB com lodo granulado, para tratamento de esgoto doméstico bruto, em condições de temperaturas moderadas, citando que os SST grosseiros puderam ser removidos completamente, acumulando-se como lodo floculento sobre o leito de lodo granulado e a remoção das frações coloidal e supra-coloidal dos SST ocorreu lentamente, mas alcançando, com o tempo, 80 a 100%.

b) Conduzindo a formação de camadas de espuma que consistem de ingredientes do afluente junto com lodo ativo aderido ou entrelaçado. Particularmente, a presença de lipídios e gorduras promoverão a tendência de flotação intensa de lodo floculento e granulado. Esta camada de espuma formada pode resultar num maior arraste de lodo ativo, como também na produção de quantidades consideráveis de lodo de excesso pouco estabilizado. No caso da formação de uma camada intensa de espuma o

reator deve ser equipado com uma estrutura para retenção e retirada deste material. A formação de uma camada grossa de espuma na câmara de gás pode causar problemas na liberação do biogás, ocasionando um escape parcial pelo sedimentador, prejudicial para a sedimentação do lodo (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

SAYED (1987) observou que após 46 semanas de operação de reator UASB, para tratamento de águas residuárias de abatedouro, até 4,2% da DQO total afluente acumulou-se na camada de espuma, das quais até 40% (com base nos SST secos) consistia de lipídios por causa da sua forte tendência de flotação aumentar a formação da camada de espuma.

Outro aspecto a ser considerado é que, quando estiverem presentes na água residuária altas concentrações de proteínas e lipídios, a espumação intensa poderá ser evitada pela (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991):

- operação do sistema com taxas de carregamento moderadas, isto é, com taxas de carregamento do lodo bem abaixo da metade da taxa máxima de utilização de substrato nas condições operacionais prevalecentes e

- manutenção de contato eficiente entre o lodo e a água residuária.

Com relação a este aspecto, um reator de manta de lodo granulado expandida (EGSB) será melhor do que um reator UASB convencional, particularmente, quando por alguma razão as taxas de carregamento aplicadas deverão ser moderadas.

c) Provocando a aderência na superfície das partículas suspensas, do novo material bacteriano gerado, diminuindo a velocidade ou mesmo prejudicando a formação de lodo granulado, no caso da utilização de lodo de inóculo floculento. Quando o material suspenso consiste de partículas coloidais ou com baixa sedimentabilidade, uma parte considerável do novo material bacteriano formado abandonará o reator junto com esta fração de sólidos suspensos. Isto ocorrerá, principalmente, quando os sólidos suspensos consistirem de material fibroso. Quando for utilizado lodo de inóculo granulado, a presença de sólidos suspensos no afluente pode diminuir a velocidade de crescimento da quantidade de lodo granular e, talvez em casos específicos, também afetar negativamente a estabilidade (por exemplo a resistência) do lodo de inóculo granulado. Por enquanto muito pouca informação quantitativa confiável está disponível sobre este assunto. Em experimentos realizados com esgoto doméstico bruto, com lodo primário + lodo secundário (até aproximadamente 6 a 8 g.l⁻¹ de SST) e com águas residuárias de



abatedouros (até aproximadamente 1 g.l⁻¹ de SST) observou-se que as partículas suspensas grosseiras não exerceram efeito detrimental sério sobre a resistência do lodo de inóculo granulado. Entretanto, nos experimentos com água residuária de abatedouro observou-se que a presença de material coloidal pode conduzir a uma queda significativa na atividade específica do lodo granulado quando altas taxas de carregamento no lodo forem impostas por períodos prolongados (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

FANG & KWONG (1994) observaram, em reator híbrido de UASB tratando águas residuárias com amido de milho particulado, que a fração insolúvel da DQO efluente foi composta 80 a 90% por biomassa lavada do reator, intensificando-se, segundo KWONG & FANG (1996) com o aumento da taxa de carregamento e, conseqüentemente, com a maior mistura provocada pelo acréscimo na produção de biogás.

Ainda, FANG & KWONG (1994) E KWONG & FANG (1996) citaram que apesar da natureza insolúvel das partículas de amido de milho presentes nas águas residuárias tratadas em reatores UASB, híbrido de UASB e filtro anaeróbio modificado, não foram observados efeitos adversos sobre a granulação da biomassa nem sobre a atividade metanogênica específica do lodo, sendo isto atribuído, provavelmente, à natureza de fácil biodegradação do amido de milho e ao extenso período de aclimação para o desenvolvimento de lodo granulado, utilizando-se sacarose como co-substrato.

d) Podendo conduzir ao arraste repentino e espontâneo de quase todo o leito de lodo, por exemplo, iniciado pela imposição de uma carga orgânica de choque, após um contínuo e prolongado entrelaçamento de sólidos suspensos volumosos no leito de lodo granulado. Este fenômeno foi observado em experimentos com reatores em escala real e de bancada. Para prevenir tal problema é necessário lavar o lodo de tempos em tempos retirando o lodo floculento entrelaçado (e algumas vezes também aderido) (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

SAYED (1987) observou esta flotação repentina e intensa de lodo levando a perda total da biomassa ativa após 57 dias de operação de um reator UASB com lodo floculento, tratando águas residuárias de abatedouro, quando a TCOV foi aumentada de 2,5 a 5,0 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ (com TDH de 16 h) para 16 a 20 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ (com TDH de 14 H) e em seguida para 10 a 12 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ (com TDH de 12 h), principalmente, devido aos aumentos na DQO total afluente de 2695 para 11118 e para

6056 mg.l⁻¹, respectivamente, com alterações nas participações dos SST grosseiros na DQO de 71,1 para 9,1 e para 25,6%, relacionados à variação no tipo da água residuária.

Além das características dos SST, também é muito importante a concentração do material disperso. É evidente que próximo a certas concentrações de SST, dependendo de suas características, um sistema de tratamento anaeróbio com reator UASB se tornará menos suscetível. O mesmo aplica-se a outros reatores de alta taxa, porém a concentração na qual estes sistemas apresentarão problemas, pelos mesmos motivos, pode diferir significativamente daquelas dos reatores UASB (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

Apesar dos problemas, a perspectiva de tratamento de águas residuárias complexas com a presença de SST em reatores UASB é de grande interesse, motivando a realização de vários trabalhos de pesquisa, sendo alguns descritos a seguir.

FANG et al. (1990) observaram, no tratamento de águas residuárias de cervejaria com SST de 778 mg.l⁻¹ em reator UASB piloto, que com pH 7,3 e temperatura de 26,1°C o processo removeu na média 89% da DQO e 92% da DBO₅ com TDH de 13,3 h e taxa de carregamento de 4,9 kg DQO.m⁻³.d⁻¹. A concentração de SST no efluente permaneceu alto (201 mg.l⁻¹, conseqüentemente, redução de SST de 74%). Os SST no efluente corresponderam a 75% da DQO. A taxa de produção de gás foi 0,45 m³.(kg DQO removida)⁻¹ com conteúdo de metano de 70%. O lodo apresentou-se granuloso, contendo grânulos de 1,0-1,2 mm e densidade de 50 kg.m⁻³ no leito de lodo. A estimativa média de rendimento do lodo foi 0,054 kg SSV.(kg DQO removida)⁻¹.

KUDO et al. (1991) observaram no tratamento de águas residuárias com SST de 1520 mg.l⁻¹, provenientes de produção químio-termomecânica de polpa em indústrias de papel e celulose, em reator UASB de bancada, que a taxa de remoção de DQO solúvel foi 60% com TDH de 2,7 dias e temperatura de operação de 35°C. Como a água residuária continha 30-40% de compostos orgânicos não biodegradáveis, esta taxa de remoção foi considerada a máxima taxa de remoção. Um fator que contribuiu para aumentar a taxa de remoção foi a taxa de carregamento específico no lodo de 0,16 g DQO.(g SSV.d)⁻¹, a qual é considerada baixa para um reator UASB.

KIMATA et al. (1993) trataram o resíduo líquido do condicionamento térmico de lodo com valores médios de SST de 2640 mg.l⁻¹ e DQO de

9440 mg.l⁻¹, em reator piloto híbrido de UASB, observando remoções de mais de 70% da DQO solúvel e 95% da DBO₅ quando submetido a taxas de carregamento em torno de 30 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ com TDH de 6 h e temperatura de operação de 34-37°C. A produção de metano variou de 0,3 a 0,4 l CH₄.(g DQO removida)⁻¹. A produção de sólidos esteve entre 0,16 e 0,24 kg SST.(kg DQO removida)⁻¹, incluindo os sólidos perdidos com o efluente, e 0,03 a 0,05 kg SST.(kg DQO removida)⁻¹ excluindo-os.

ALVAREZ (1990) utilizando reatores UASB de bancada, operados à temperatura de 25±2°C, para o tratamento de sobrenadante líquido de resíduos de confinamento de bovinos com DQO de 12,80±0,4 g.l⁻¹; 0,30±0,03% de SST e 0,21±0,02% de SSV, observou remoções de DQO de 69% e de SV de 48,3% com TDH de 4 d e TCOV de 3,30 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, obtendo produção específica de metano de 0,30 m³ CH₄.(kg DQO removida)⁻¹. Com TDH de 1,5 d e TCOV de 7,60 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ as eficiências de remoção foram de 48% para DQO e 35% para SV com produção específica de metano de 0,28 m³ CH₄.(kg DQO removida)⁻¹. A diminuição do TDH para valores de 4; 3; 2 e 1,5 d, com conseqüente aumento da TCOV acarretaram diminuições nas eficiências de remoção de DQO e SV, porém a produção específica de metano manteve-se estável, assim como a presença de metano no biogás (68 a 72%).

Schomaker et al. (1986) apud LETTINGA & HULSHOFF-POL (1986) e LETTINGA et al. (1987) também trataram águas residuárias de confinamento de bovinos, a qual continha acima de 60% de material insolúvel, com DQO total de 9500 mg.l⁻¹ e DQO solúvel de 3800 mg.l⁻¹, obtendo os seguintes resultados, num reator UASB de 25 l: redução da DQO filtrada de 93 e 90% e de DQO não filtrada de 90 e 85%, com TCOV de 4 e 2 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ e temperatura de operação de 30 e 25°C, respectivamente.

SAYED (1987) realizou vários experimentos com reatores UASB para tratamento de águas residuárias de abatedouro, as quais continham, aproximadamente, 40 a 50% da DQO na forma de SST grosseiros insolúveis, com DQO total de 1500-2200 mg.l⁻¹ e DBO₅ total de 490-650 mg.l⁻¹.

No ensaio com operação semi-contínua de um reator piloto com volume de 25,3 m³ e com lodo flocculento, à TCOV de 3,5 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, com TDH de 7 h e temperatura de operação de 20°C, obtiveram-se eficiências de remoção de 70% para DQO total, 90% para DQO filtrada e 95% para DBO₅ filtrada, sem grandes dificuldades.

A produção específica de metano foi de $0,28 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot (\text{kg DQO removida})^{-1}$ com conteúdo de metano no biogás variando de 65 a 75%. Apesar da retenção de lodo no processo ter sido satisfatória, o autor recomenda que devem ser feitos esforços para minimizar o arraste de lodo do reator ($\text{kg SSV} \cdot (\text{m}^3 \text{ reator})^{-1}$), em virtude de uma grande parte (67%) do lodo excedente sair junto com o efluente ou aumentar a formação de camada de espuma. Considerando-se que neste experimento não houve descarga de lodo, uma alternativa seria o descarte periódico de lodo do reator (SAYED, 1987).

No outro ensaio com operação contínua de reator de bancada (volume 10,5 l) com lodo flocculento e temperatura de 30°C , os resultados obtidos por SAYED (1987) conduziram à conclusão de que o sistema pode ser operado satisfatoriamente com TCOV de até $5 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$. Com o afluente com valores médios de DQO total de $2695 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$, DBO_5 de $780 \text{ mg} \cdot \text{l}^{-1}$, 71,1% da DQO total devido à fração de SST grosseiros e sob TCOV de $2,5\text{-}5,0 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ com TDH de 16 h, observaram-se eficiências de remoção de 82,3; 89,5; 85 e 94%, respectivamente, para DQO total e filtrada e DBO_5 total e filtrada.

Neste experimento os resultados indicaram que a composição do substrato: SST grosseiros, coloidais e compostos solúveis afetam o desempenho do reator devido aos diferentes mecanismos envolvidos na sua remoção (entrelaçamento e adsorção) e subsequente conversão a metano. O mecanismo de entrelaçamento prevalece na eliminação dos SST grosseiros enquanto a adsorção está envolvida na remoção das frações coloidal e solúvel. Para prevenir o colapso do processo em condições de acumulação excessiva dos ingredientes do substrato orgânico, devem ser tomadas providências para que estes materiais sejam convertidos a metano. Isto pode ser feito por meio da aplicação de alimentação intermitente, como no reator piloto de $25,3 \text{ m}^3$, ou pela remoção periódica de parte do lodo do reator (SAYED, 1987).

Também foram utilizados por SAYED (1987) reatores UASB de bancada (volume 33,5 l), alimentados com águas residuárias com DQO de 1500 a 2200 $\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$ sendo 40 a 50% devido a SST grosseiros, operados continuamente durante os dias úteis e com interrupção da alimentação nos finais de semana, sob temperaturas de 30 e 20°C , utilizando lodo granulado por causa da sua maior atividade metanogênica e consequentemente a capacidade de acomodar maiores taxas de carregamento. Observou-se que sob TCOV até 11 e 7 $\text{kg DQO} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ houve desempenho satisfatório à

temperatura de operação de 30 e 20°C, respectivamente, com conversão a metano dos materiais coloidais e solúveis de até 87 e 82%, e com eficiências de remoção de até 55% para DQO total e 85% para DQO filtrada. O sistema foi menos eficiente na remoção de SST grosseiros do que na remoção das frações coloidal e solúvel.

O desempenho dos reatores com lodo granulado em termos de remoção de DQO total foi inferior ao dos reatores com lodo floculento. Isto ficou evidente em condições de maiores TCOV (14 e 11 kg DQO.m⁻³.d⁻¹), quando somente 31 e 23,5% dos SST do afluente foram removidos, respectivamente, a 30 e 20°C nos reatores com lodo granulado. O sistema teve melhor desempenho na remoção de SST com menores TCOV (SAYED, 1987).

O modo de operação intermitente utilizado neste experimento foi apropriado para o tratamento de resíduos complexos sem pré-sedimentação, provenientes de abatedouro, em virtude da interrupção da alimentação no final de semana propiciar ao sistema a liquefação e digestão dos SST grosseiros retidos, como também dos materiais coloidais e solúveis floculados ou adsorvidos, conseqüentemente, habilitando o sistema a operar com maiores TCOV durante a semana. Observou-se que com, aproximadamente, 2 a 3 dias até 70% do substrato acumulado foi convertido, à temperatura de operação de 30°C, enquanto, consideravelmente, mais tempo foi necessário a 20°C (depois de 7 dias ainda restava uma fração significativa do substrato acumulado) (SAYED, 1987).

SAYED (1987) num outro experimento estudou a degradação anaeróbia das várias frações das águas residuárias de abatedouro com DQO total de 2870 mg.l⁻¹, sendo 45 a 55% devido aos SS grosseiros, 20 a 30% à fração coloidal e 20 a 30% à fração solúvel, observando que a biodegradabilidade máxima encontrada, ou seja conversão a metano, a 30°C foi de 75% para a água residuária filtrada em papel, 61% para a água residuária filtrada em membrana e 67% para água residuária total, enquanto a 20°C estes valores foram, respectivamente, 72, 49 e 51%. A biodegradabilidade máxima para a fração de SST grosseiros foi de 50% a 30°C e 45% a 20°C. Os resultados indicaram que um mecanismo importante na remoção das frações solúveis e, especialmente, coloidais da água residuária é a adsorção. Particularmente, sob altas taxas de carregamento do lodo (aproximadamente 0,17 g DQO coloidal.(g SSV)⁻¹) a limitação da taxa de liquefação dos compostos adsorvidos pode resultar numa queda acentuada da atividade metanogênica do lodo. A extensão bem como a taxa de liquefação do substrato insolúvel adsorvido são os

fatores que controlam a capacidade de carga do processo e consequentemente a temperatura é um fator de importância fundamental.

A maiores temperaturas de operação o tempo necessário para digestão completa do lodo é significativamente menor, sendo: de 40 a 60 dias a 25°C, 15 a 30 dias a 30°C e 10 a 20 dias a 35°C (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

Considerando estes aspectos, entre outros, LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991) apresentaram na Tabela 3 uma orientação para TCOV admissíveis em relação à temperatura de operação.

TABELA 3. Taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV) aplicável em reatores UASB com lodo granulado com concentração média de 25 kg SSV.m⁻³ em relação à temperatura de operação para águas residuárias solúveis de ácidos graxos voláteis (AGV), solúveis sem ácidos graxos voláteis (S-AGV) e contendo 30% da DQO como SST sedimentáveis (30% DQO-SST) (carga hidráulica não restritiva).

Temperatura (°C)	Taxa de carregamento orgânico volumétrico (kg DQO.m ⁻³ .d ⁻¹)			Remoção de SST
	AGV	S-AGV	30% DQO-SS	
15	2 a 4	1,5 a 3	1,5 a 2	satisfatória
20	4 a 6	2 a 4	2 a 3	satisfatória
25	6 a 12	4 a 8	3 a 6	razoável
30	10 a 18	8 a 12	6 a 9	moderada
35	15 a 24	12 a 18	9 a 14	baixa
40	20 a 32	15 a 24	14 a 18	baixa

Fonte: LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991)

Recentemente, SAYED et al. (1993) considerando que os resultados obtidos anteriormente (SAYED, 1987) indicaram que os reatores UASB com lodo floculento e granulado puderam fornecer um tratamento parcial com um baixo grau de estabilização do lodo, pesquisaram a aplicabilidade de reatores UASB em duas fases para o tratamento completo de águas residuárias de abatedouro contendo,

aproximadamente, 55% da DQO devido à fração de SST grosseiros insolúveis. Utilizaram reatores de bancada com lodo floculento seguido de reator com lodo granulado, operados ambos à temperatura de 18°C e TCOV médias de 5, 10 e 15 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ com TDH no primeiro reator de 12, 8 e 4 h e no segundo de 4,2; 2,1 e 1,4 h, respectivamente.

Os resultados obtidos por SAYED et al. (1993) indicaram que o reator com lodo floculento foi capaz de remover satisfatoriamente a DQO devido às frações de SST grosseiros e coloidal, apresentando eficiência em torno de 70% durante todo o ensaio para ambas frações, porém para a fração solúvel a remoção de DQO foi moderada com valor médio de 55%. No reator com lodo granulado foi observado bom desempenho na remoção das três frações, sendo 80, 80 e 90%, respectivamente, a eficiência de remoção para DQO devido às frações de SST grosseiros, coloidal e solúvel. Isto foi atribuído à baixa concentração das frações de SST grosseiros e coloidal na água residuária de alimentação do segundo reator. Esta baixa concentração das duas frações foi devido à remoção no primeiro reator, prevalecendo mecanismos não biológicos de entrelaçamento e adsorção. Para todo o sistema a eficiência de remoção do tratamento atingiu 90% para DQO total, 95% para DQO devido à fração de SST grosseiros, 80% para DQO coloidal e 80% para DQO solúvel.

No ensaio de estabilização do lodo foram utilizados dois reatores com lodo floculento em paralelo, como na primeira fase do ensaio descrito acima, operados alternadamente duas a três semanas, tendo-se observado, no período que o reator permanecia sem alimentação, que a máxima estabilização do lodo, isto é, conversão a metano, à temperatura de 30°C, foi aproximadamente 50% para as frações devido a SST grosseiros e coloidais acumulados, para um tempo de digestão de 14 dias (SAYED et al., 1993).

SENDIC (1995) e MARTÍNEZ et al. (1995) apresentaram os resultados da operação de dois reatores UASB de bancada (volume de 7 l) em série, sob TCOV de 1,8 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, para tratamento de águas residuárias de abatedouro de bovinos com DQO total de 3600 mg.l⁻¹ sendo 52% devido à fração de SST. Foi aplicada recirculação intermitente e intensa em ambos reatores para aumentar a transferência de massa na interface sólido-líquido, esperando-se aumentar a degradação do material particulado. A DQO insolúvel na entrada e saída do primeiro reator foi semelhante, ao passo que no segundo a remoção de DQO insolúvel alcançou 83%. A remoção de DQO

solúvel no primeiro reator foi 67%, ao passo que no segundo somente 46%. A produção de biogás foi 4,2 e 1,0 l.d⁻¹ no primeiro e segundo reatores, respectivamente, com 65 e 50% de CH₄. A atividade metanogênica do lodo no final do ensaio foi 0,63 e 1,18 mmol CH₄.(g SSV. min)⁻¹, respectivamente, no primeiro e segundo reatores. Não houve variação significativa na altura da manta de lodo dos reatores durante as 15 semanas de operação. A concentração de N-total solúvel aumentou em ambos reatores, podendo estar associado a hidrólise de material particulado.

FANG & KWONG (1994) utilizaram amido de milho particulado, com solubilidade inferior a 2%, para estudarem a degradação de altas concentrações de SST insolúveis em reator híbrido de UASB (volume 8,5 l), à temperatura de 37°C. Depois da partida, o reator foi operado com TCOV de 10 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ (TDH de 12 h), com a participação do amido de milho aumentando de 10 até 100% da DQO afluente de 5000 mg.l⁻¹. As remoções de DQO solúvel e total foram mantidas, consistentemente, em 96,1 e 82,7%, respectivamente, a despeito do material particulado ter sido gradualmente aumentado. A fração insolúvel da DQO do efluente foi composta 80 a 90% por biomassa arrastada do reator. Na média, 5,8% da DQO afluente permaneceu no efluente, das quais 1,9% como partículas de amido de milho e 3,9% na forma solúvel. Dos 94,2% da DQO afluente removida, 82,7% foi convertida a metano e os 11,7% restantes foram, presumivelmente, convertidos em biomassa granulada, com estimativa média de rendimento do lodo de 0,09 g SSV.(g DQO convertida)⁻¹. A porcentagem de metano no biogás manteve-se ao redor de 60%.

A taxa específica máxima de produção de metano dos grânulos observados no reator foi 0,86 g DQO-CH₄.(g SSV.d)⁻¹, a qual foi somente 44% da atividade metanogênica específica medida, nos frascos de soro, com suprimento abundante de amido de milho como substrato. Isto sugeriu que o reator seria potencialmente capaz de tratar a água residuária a taxas de carregamento superiores a 10 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ (FANG & KWONG, 1994).

Dando continuidade a estas pesquisas, KWONG & FANG (1996) ensaiaram um reator UASB e um filtro anaeróbico modificado, instalados em paralelo, ambos com volume de 8,5 l, nas mesmas condições iniciais de operação impostas no trabalho anterior (FANG & KWONG, 1994), somente ampliando sua abrangência, de tal forma que a partir do momento no qual a DQO afluente imposta atingiu 5000 mg.l⁻¹ com

100% de amido de milho, ela foi aumentada até 75000 mg.l⁻¹, com TDH, predominantemente, de 12 h, desta forma tendo-se TCOV de 3 até 150 kg DQO.m⁻³.d⁻¹.

Em ambos reatores foi observada eficiência média de remoção de DQO solúvel de 95,3% para TCOV até 90 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, não tendo sido observado acúmulo de partículas de amido no reator. Com TCOV de até 75 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, somente 0,42 % das partículas de amido do afluente não foram hidrolisadas e saíram com o efluente do reator UASB e 0,80% no filtro anaeróbio modificado. De toda a DQO removida em ambos reatores, em torno de 85,9% foi convertida a metano e os 14,1% remanescentes foram convertidos em biomassa, com uma estimativa média de rendimento do lodo de 0,10 g SSV.(g DQO removida)⁻¹. A obtenção de altas remoções de DQO sob altas TCOV foi, provavelmente, em virtude da natureza de fácil biodegradação do amido, ao balanceamento dos nutrientes, a estratégia sistemática de aclimação durante a partida e a construção de separadores de fases eficientes que permitiram a retenção dos grânulos em ambos reatores. O colapso foi observado em ambos reatores com TCOV superiores a 90 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, por causa do intenso arraste de sólidos associado à vigorosa mistura provocada pelo biogás produzido. Com o aumento da TCOV, o pH do líquido no reator diminuiu e deste modo mais dióxido de carbono foi dissolvido. Como consequência, o conteúdo de metano no biogás diminuiu de, em torno de 60% com TCOV de 10 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ para ao redor de 52% com TCOV de 120 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ (KWONG & FANG, 1996).

Com relação ao comportamento e características do lodo, no trabalho de FANG & KWONG (1994) os grânulos observados em microscópio eletrônico de varredura (MEV) exibiram microestrutura em camadas com grande quantidade de estreptococos na camada externa, relacionados a hidrólise de amido, e *Methanothrix* sp nas camadas centrais, sendo semelhantes no trabalho de KWONG & FANG (1996), acrescentando-se que neste os grânulos de ambos reatores apresentaram atividade metanogênica semelhantes, bem como populações microbianas e microestruturas. A descrição da microestrutura acrescentou-se que a camada mediana, a qual tinha espessura de 100 a 200 µm, foi composta por filamentos finos e longos, pequenos bacilos, cocos, microcolônias sintróficas, juntamente, com estreptococos espalhados. A observação da superfície dos grânulos permitiu encontrar agregados de celulosomonas, os quais são descritos como complexos enzimáticos com multicomponentes que efetuam a hidrólise de

celulose e seus derivados. Estes agregados celulosomais localizam-se na superfície das células, onde promovem a aderência das células bacterianas à celulose. Sua presença nos grânulos degradando amido de milho sugere que os agregados celulosomais são também necessários para promover a aderência da bactéria e amido (FANG & KWONG, 1996)

A respeito da escolha do reator para o tratamento de águas residuárias complexas parcialmente solúveis, obviamente a eficiência de remoção de SST alcançada será importante. Em relação a isto está claro que processos com a aplicação de altas velocidades superficiais, tais como, reatores de leito fluidificado e leito granular expandido (EGSB) são indesejáveis, a não ser que se combine uma adequada pré ou pós-sedimentação (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

Quando aplica-se pré-sedimentação, pode ser utilizado o mesmo critério que para projeto de tratamento de águas residuárias predominantemente solúveis, contanto que a água residuária decantada não contenha concentração substancial de material coloidal, porque neste caso a aplicação de altas taxas de carregamento no lodo poderá conduzir a uma queda considerável na sua atividade metanogênica específica, podendo talvez chegar a completa perda de atividade depois de um período prolongado de operação (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991) apresentaram uma tentativa de orientação para aplicação de reatores UASB com leito de lodo floculento e granulado, a qual está descrita na Tabela 4. Apesar de muitos fatores afetando o efeito dos SST, conforme descrito anteriormente, e considerando o fato de que existem informações limitadas sobre plantas em escala real e/ou piloto, os critérios fornecidos na Tabela 4 devem ser usados com cautela.

Existe pequena diferença entre reatores UASB com lodo floculento e granulado com respeito as taxas de carregamento aplicáveis, quando pretende-se alcançar altas remoções de SST. Neste caso o uso de reatores com leito de lodo granulado parece desnecessário (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991). Porém, excetuando-se a limitação de baixas temperaturas, cargas altas não podem ser aplicadas porque a atividade específica do lodo permanece, relativamente, baixa por causa da maior parte da matéria não dissolvida ficar retida no leito de lodo. Usando-se lodo granulado podem ser aplicadas taxas de carregamento no mínimo duas vezes mais altas. Os sólidos

inertes, que estão floculados naturalmente e tem menor taxa de sedimentação do que os grânulos do lodo de inóculo se acumulam, predominantemente, acima do leito de lodo e em consequência não diminuem significativamente a atividade específica da porção granular do leito de lodo (LETTINGA et al., 1983a).

LIN & YANG (1991) citaram que para águas residuárias solúveis poderão ser aplicadas altas taxas de carregamento orgânico e hidráulica, enquanto para águas residuárias parcialmente solúveis poderão ser aplicadas taxas de carregamento orgânico moderadas, na faixa de 0,5- 5,0 kg DQO.m⁻³.d⁻¹.

TABELA 4. Taxas de carregamento aplicáveis em reatores UASB com lodo granulado e floculento em relação à concentração e a participação da fração de DQO insolúvel na água residuária.

Concentração do resíduo (mg DQO.l ⁻¹)	Fração da DQO insolúvel (%)	Taxa de carregamento aplicável a 30°C (kg DQO.m ⁻³ .d ⁻¹)		
		Lodo floculento	Lodo granulado Remoção de SST	
			Baixa	Alta
até 2000	10 a 30	2 a 4	8 a 12	2 a 4
	30 a 60	2 a 4	8 a 14	2 a 4
	60 a 100	*	*	*
2000 - 6000	10 a 30	3 a 5	12 a 18	3 a 5
	30 a 60	4 a 6	12 a 24	2 a 6
	60 a 100	4 a 8	*	2 a 6
6000 - 9000	10 a 30	4 a 6	15 a 20	4 a 6
	30 a 60	5 a 7	15 a 24	3 a 7
	60 a 100	6 a 8	*	3 a 8
9000 - 18000	10 a 30	5 a 8	15 a 24	4 a 6
	30 a 60	**	**	3 a 7
	60 a 100	*	*	3 a 7

* aplicação do processo UASB desaconselhável nestas condições.

** aplicação duvidosa com SST > 6 - 8 g.l⁻¹.

Fonte: LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991)

Como existe uma grande chance de acúmulo de lodo floculento excedente entre as partículas de lodo granulado sob condições de baixa taxa de carregamento, é necessário aplicar ocasionalmente, por um período de 0,5 a 1 hora, alta velocidade superficial no reator anaeróbio para segregar os dois tipos de lodo (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

A ocorrência de partículas coloidais e outros sólidos suspensos em resíduos específicos, e a precipitação, sedimentação e/ou retenção de tais materiais não dissolvidos são fatores importantes para uma remoção eficiente no reator. Estes tipos de processos físicos têm sido observados no laboratório e em outros lugares com vários resíduos, tais como, resíduos da produção de amido de batata, de gado de leite, esgotos, etc. (LETTINGA et al., 1980)

Outra razão importante para aplicação de baixas taxas de carregamento quando se deseja altas remoções de SST é a obtenção de estabilização satisfatória dos ingredientes do substrato sólido acumulado. Particularmente, quando a operação for em condições de baixas temperaturas ambiente, é necessário manter longo o tempo de retenção do lodo. Para aqueles casos nos quais estas condições não possam ser aplicadas, algumas outras medidas adequadas poderão ser tomadas, como por exemplo (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991):

- combinação do reator anaeróbio com um digestor de lodo. Este digestor poderá ser operado a temperaturas elevadas. Depois da estabilização, o lodo pode ser parcialmente retornado ao reator anaeróbio. Esta medida pode ser de, relativamente, fácil aplicação para reatores UASB e processos utilizando um reator de mistura completa com um sistema de separação e retorno do lodo (processo de contato) e

- interrupção da alimentação e elevação da temperatura do reator durante períodos curtos, por exemplo, durante a noite ou durante o fim de semana, no caso de não haver descarga de águas residuárias. Esta medida pode ser aplicada para todos reatores e não requer uma quantidade grande de energia porque somente o conteúdo do reator tem de ser aquecido.

LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991) citaram que com a experiência existente a aplicação de reatores UASB com lodo granulado (ou EGSB) torna-se duvidoso para afluentes com concentrações de SST superiores a 6 a 8 g.l⁻¹, porque nestas situações a segregação entre lodo granulado e floculento não ocorre

suficientemente rápido. Nestes casos é altamente recomendável realizar a pré-sedimentação. Os sólidos separados neste decantador, sendo biodegradáveis, poderão ser estabilizados num digestor anaeróbio convencional. O mesmo pode ser feito com a camada de espuma de lodo removida com o lodo excedente do reator anaeróbio.

Conforme foi exposto, foram feitos poucos estudos sistemáticos avaliando o efeito de diferentes concentrações absolutas e relativas de SS, as quais permitam subsidiar com maior amplitude a adoção de valores que possam otimizar concomitantemente o tratamento primário, por exemplo para um decantador, e o secundário utilizando o reator UASB. Isto é interessante no tratamento anaeróbio de várias águas residuárias, com altas concentrações de sólidos, como por exemplo as provenientes de suinocultura, havendo portanto necessidade de mais pesquisas.

2.3. Aspectos quantitativos e qualitativos dos resíduos de suinocultura

⇒ Hoje é quase impossível encontrar um país ou uma região do mundo onde não existam problemas relacionados com resíduos de suínos. A produção de suínos passou por grandes mudanças nas últimas três décadas em vários países da Europa para alcançar os menores custos de produção possíveis (Joengbloed & Lenis, 1992 apud MONTALVO, 1995), procedimentos estes acompanhados por outros países.

⇒ Até 1989, nos países do leste Europeu (Romênia, Rússia, Alemanha, Hungria, Bulgária e Polônia) foram montadas fazendas muito grandes, alcançando entre 20000 e 250000 suínos. No Reino Unido são produzidos a cada ano 8.10^6 t de dejetos de suínos, os quais estão relacionados com 10% dos incidentes de poluição com resíduos agrícolas. Nos E.U.A., aproximadamente, dois terços dos grandes produtores e, em torno da metade dos produtores médios de suínos operam unidades de criação totalmente intensivas, as quais apresentam problemas de manejo dos resíduos. No Sudeste da Ásia, atualmente, o número de fazendas e o padrão de produção de suínos por propriedade tem aumentado e, paralelamente, os centros urbanos têm se expandido, consequentemente, colocando as fazendas e os centros urbanos muito próximos. Em Hong Kong uma grande ameaça ambiental resulta da produção diária de 1500 t de dejetos produzidos por 570000 suínos, representando, aproximadamente, 55% da DBO₅ proveniente de resíduos de produção animal. Em Cuba o impacto ambiental dos resíduos

de suínos é agravado pela maioria dos solos serem muito permeáveis provocando risco de contaminação de águas subterrâneas com a sua irrigação e porque os receptores finais são, em geral, pequenos rios ou riachos com pouca capacidade de autodepuração (MONTALVO, 1995).

Na Itália, a suinocultura intensiva está concentrada em algumas regiões do Norte, produzindo em torno de 20 milhões m³ de resíduo. Particularmente, nas regiões da Emilia Romagna e Lombardia, que correspondem a 10% do território italiano, existiam mais de 4 milhões de animais, correspondendo a 50% da população de suínos da Itália (CINTOLI et al., 1995).

⇒ Os aspectos negativos da exploração animal intensiva sobre o ambiente levaram alguns países a limitar, por meio da legislação, o uso de resíduos animais na agricultura, como por exemplo na Dinamarca onde a quantidade de esterco aplicado na área agrícola é relacionada ao conteúdo de nitrogênio (MONTALVO, 1995). Na Itália, por meio da legislação de proteção ambiental, fixou-se o limite de 4 t de peso vivo de animal por ha de área cultivada, provocando uma interrupção no crescimento da agroindústria zootécnica (CINTOLI et al., 1995).

⇒ No Brasil, a suinocultura, pelas características dos animais e do tipo de comercialização do produto, predominante com as indústrias e cooperativas nas regiões Sul e Sudeste, onde existe a maior concentração desta exploração, adotou, como necessidade de adequação e competitividade, a importação de raças e conseqüentemente a modernização dos sistemas de criação, confinando seus animais em construções ao longo das diversas fases de seu ciclo produtivo. E ao que parece, os produtores e demais pessoas envolvidas no desenvolvimento e na expansão da suinocultura não se aperceberam das conseqüências advindas, em termos de volume e de potencial de poluição dos dejetos acumulados em pequenas áreas, não tendo previsto o acoplamento, ao processo de exploração, de um sistema eficiente de tratamento dos resíduos gerados. Talvez tal providência não tenha sido adotada devido as peculiaridades do resíduo em função dos diversos sistemas de manejo adotados, que dificultam o estabelecimento de um modelo padrão para tratamento.

⇒ SILVA (1973), trabalhando com resíduos de confinamento de suínos, citou que enquanto a população brasileira de 1970 era de 94.508.000 habitantes, o rebanho suíno avaliado em 6.637.400 cabeças representava 2,3 vezes a população humana

em termos de poluição (DBO e sólidos totais). Por outro lado, em termos de formação de lodos (sólidos sedimentáveis), os suínos eram 6,2 vezes mais poluidores do que os homens, o que vinha a corresponder a quase 4,5 vezes a poluição causada por toda a população brasileira (PAULA, 1982). Em 1992 o rebanho de suínos era estimado em 33.623.186 cabeças (IBGE, 1992), demonstrando o quanto o problema vem se agravando, principalmente, devido à concentração das criações nas regiões Sul (10.636.968 cabeças) e Sudeste (6.085.142 cabeças), já com problemas sanitários e de poluição.

⇒ O desenvolvimento da suinocultura no Estado de Santa Catarina trouxe a produção de grandes quantidades de dejetos, estimando-se a produção diária de 30000 m³, a qual pela falta de tratamento adequado transformou-se na maior fonte poluidora dos mananciais do estado. Levantamentos realizados mostraram que apenas 10 a 15% dos suinocultores possuem sistemas para o tratamento ou aproveitamento dos dejetos. A poluição do meio ambiente nas regiões produtoras de suínos é alta, pois enquanto a DBO₅ do esgoto doméstico é de cerca de 200-500 mg.l⁻¹, a DBO₅ dos dejetos de suínos oscila entre 30000 e 52000 mg.l⁻¹, ou seja, em torno de 260 vezes superior. Acrescentando-se que, segundo o Serviço Estadual de Extensão Rural, cerca de 85% das fontes de água no meio rural das regiões produtoras estão contaminadas por coliforme fecais, oriundos do lançamento de dejetos de suínos em mananciais (OLIVEIRA et al., 1993).

Num levantamento feito nos E.U.A., no início da década de 70, verificou-se que 117 episódios de morte de peixes estavam ligados a áreas agrícolas e destes, 29 ao confinamento e engorda de animais, porque os estrumes lançados nos corpos d'água receptores, além de consumir oxigênio, contribuíram para a formação de sólidos na forma coloidal que obstruíam o sistema respiratório dos peixes e também alteravam o pH natural do meio devido a presença de N-amoniaco (PAULA, 1982).

Os resíduos de confinamento de suínos não podem ser lançados diretamente em corpos d'água receptores sem tratamento, em virtude do rápido consumo de oxigênio dissolvido, proliferação de vegetação, além de conferir um aspecto desagradável ao corpo d'água (PAULA, 1982).

Além disso, considerando-se o apreciável volume produzido, pode-se notar o potencial energético, tanto produtivo, através dos componentes

fertilizantes, quanto calorífico, pela capacidade de produção de biogás decorrente do teor de matéria orgânica digerível (sólidos voláteis) o qual é perdido quando não se reciclam os resíduos. Cada kg ou litro de dejetos desperdiçados representam um grande prejuízo para o ambiente e uma perda significativa para o produtor, a qual poderia traduzi-lo em produção de culturas, por exemplo, o milho, com conseqüente reflexo no custo de produção do suíno.

Comparando-se as características dos resíduos de produção animal com os urbanos e industriais, pode-se observar que a concentração de matéria orgânica no primeiro é, aproximadamente, dez vezes maior e sua composição é, relativamente, mais equilibrada e constante no tempo; e diferente dos resíduos urbanos e industriais, contém, em quantidade ótima, todos os microrganismos necessários para digestão anaeróbia. Eles diferem, principalmente, quanto ao conteúdo de lignina e diluição, sendo praticamente isentos de produtos tais como fenóis, clorados, solventes e outros, além de metais pesados (SORLINI & BONFANTI, 1989).

O manejo do resíduo é parte integrante de qualquer sistema produtivo de criação de animais e deve estar incluído no planejamento da construção ou modificação das instalações. A seleção de um sistema de manejo dos dejetos é baseado em muitos fatores, tais como: custo, potencial de poluição do ar e da água, necessidade de mão-de-obra, considerações locais, área disponível para disposição, operação, flexibilidade do sistema e confiabilidade. Não existe o mais simples e melhor sistema para todas as situações, cada qual tem vantagens e desvantagens que devem ser consideradas para um sistema de produção específico (VANDERHOLM, 1979).

Uma grande parte das criações de animais é ainda feita em áreas abertas, sendo esta, a primeira forma de confinamento. Uma grande porcentagem do gado de corte para indústria usa este método como também grandes segmentos ligados a industrialização de produtos da suinocultura e bovinocultura leiteira. O procedimento para manejo do estrume sólido, neste caso, tem sido a raspagem da superfície do terreno e a condução diretamente para a lavoura ou a estocagem prévia em pilhas (em alguns casos de compostagem) para aplicação no solo (VANDERHOLM, 1979).

Nos primeiros estágios de aumento da criação de animais em confinamento sob instalações totalmente fechadas, a prática mais comum foi o uso de pisos compactos ou camadas de palha, chamadas cama. A urina era absorvida pela cama e

estrupe sólido, e o resíduo final era então raspado e manuseado como sólido. Em alguns casos, a cama não era usada e o resíduo era manuseado como sólido, semi-sólido ou líquido. Estes sistemas ainda estão em uso, porém com algumas modificações. O uso da cama está declinando devido a sua pequena durabilidade e aumento da necessidade de mão-de-obra, sendo que ela foi usada para gado de corte e leite e suínos, tendo a vantagem de permitir uma perda mínima de nitrogênio por volatilização quando comparada com outros métodos de tratamento (VANDERHOLM, 1979).

Instalações de confinamento fechadas com sistema de manejo do estrume líquido têm ganhado popularidade recentemente. Uma prática comum é a utilização de pisos parcialmente ou totalmente abertos com ranhuras na forma de grades, permitindo que todo estrume caia diretamente ou seja conduzido a tanques ou fossas de estocagem sob o piso (VANDERHOLM, 1979).

O sistema de confinamento em piso compacto, com canaletas de lavação intermitente ou contínua é uma alternativa de manejo dos dejetos de suínos que visa a minimização de odores desagradáveis dentro das construções. O funcionamento baseia-se no transporte das dejeções por meio de água corrente em canaletas localizadas na parte do fundo das baias, geralmente cobertas com grades de concreto. Recomenda-se a localização de tanques d'água numa das extremidades da pocilga, com descarga de 350 a 500 l num período de 30 s (KONZEN, 1983) e/ou a descarga contínua de menores vazões. A descarga arrasta todas as dejeções depositadas no fundo das canaletas para uma lagoa ou, ainda, para um depósito para posterior distribuição. As seguidas lavações, uma ou duas vezes ao dia (KONZEN, 1983) até oito vezes ao dia (ZHANG & DAGUE, 1995), propiciam um ambiente sem formação de gases e odores (KONZEN, 1983).

→ A prática mais comum de manejo dos resíduos entre os produtores no Sudeste dos E.U.A. é o sistema de arraste com utilização de grandes quantidades de água (HOLMBERG et al., 1983). O que tem se verificado é um excessivo gasto de água com a lavagem das baias de terminação, em instalações com piso parcialmente ripado, associado ao depósito de estocagem ou a lagoas de estabilização, gerando grandes volumes de dejetos e causando diluições muito acentuadas. A racionalização dos gastos de água para higienização das baias parece ser um fator relevante na redução da capacidade de estocagem ou estrutura de absorção dos dejetos (KONZEN, 1983), ou o acoplamento de um sistema de tratamento, contínuo com baixos tempos de detenção hidráulico, para a

fração líquida do resíduo, que pudesse chegar a propiciar a reutilização da água na higienização das instalações, seria o ideal.

Quando os dejetos são destinados ao solo como fertilizante ou, ainda, quando tratados em biodigestores rurais, o depósito de estocagem torna-se imprescindível, tendo em vista que a disponibilidade do terreno é sazonal (KONZEN, 1983).

A limpeza dos confinamentos de suínos com água sob pressão, em regiões de clima tropical e subtropical, impõe altos consumos de água, atingindo cinco vezes a produção diária de dejetos, comparado com duas vezes em regiões frias e temperadas. Isto principalmente, para redução do *stress* devido ao calor e a diminuição de infecções causadas por bactérias ou vírus patogênicos de regiões tropicais ou subtropicais (YANG & CHOU, 1985).

O processo de manuseio dos dejetos, na forma líquida, pode oferecer maior número de opções, dependendo em parte, do tipo de construções e do destino final a ser dado aos mesmos. É necessário ressaltar que este sistema se constitui no mais eficiente em termos de conservação e recuperação dos elementos constituintes dos dejetos (KONZEN, 1983).

O tipo de instalação para confinamento, relacionada ao manejo dos dejetos, são determinantes da forma em que se apresentará o resíduo final (líquido, sólido e semi-sólido) e, associados a outros fatores conseqüentes das características quantitativas e qualitativas do mesmo, são fundamentais para o estabelecimento do sistema de tratamento a ser utilizado. Porém, em vários trabalhos de caracterização de resíduos de suínos não é dada ênfase a esses aspectos.

Os resíduos da produção animal podem diferir consideravelmente pois são provenientes da mistura de diferentes produtos em várias proporções. Os componentes que, geralmente, contribuem para o resíduo final são fezes, variando em consistência de acordo com a espécie do animal e tipo de alimentação, urina, variando em quantidade de acordo com a espécie do animal, tipo de alimentação, possibilidade de acesso ao suprimento de água e estação do ano; a cama de palha, usada em algumas propriedades de criação de animais, para conforto e higiene e também para absorção da fração líquida dos dejetos; água de diluição resultante da remoção dos dejetos, lavagem das instalações e vazamento do bebedouro de água automático. É difícil estimar o volume

da água de diluição e se, por um lado ela permite uma economia no equipamento e/ou mão de obra de remoção dos resíduos, por outro lado ela torna necessário o manuseio de um volume de dejetos de duas a dez vezes superior àquele do resíduo sozinho (SORLINI & BONFANTI, 1989).

O resíduo final pode, portanto, apresentar diferentes concentrações como resultado de umidades e conteúdos de palha variáveis e características diferentes (SORLINI & BONFANTI, 1989). O conhecimento da quantidade de resíduos produzida nas instalações para suínos são de interesse para os projetos das estruturas e equipamentos para o manejo dos dejetos, bem como para o manejo da propriedade, sendo muito variável com a idade e número de animais, alimentação, uso de água para higienização, vazamentos nos bebedouros e água de chuva (WILLIAMS & STREADER, 1990). As características químicas podem ser condicionadas pela fase da criação (animais de reprodução ou de engorda), tipo de alimentação, técnicas de criação, sistemas de remoção e estocagem dos dejetos e condições climáticas. Cada um destes fatores tem influência sobre as características finais dos resíduos e, até certo ponto, é difícil distinguir entre os vários efeitos (SORLINI & BONFANTI, 1989).

Os dados sobre os dejetos também não são muitas vezes confiáveis, ao menos que se refiram a amostragens feitas em gaiolas de aço galvanizado. Isto é devido a grande variabilidade nas técnicas de criação e a ausência de uma metodologia padronizada para amostragem em instalações para animais, como para suínos (SORLINI & BONFANTI, 1989).

De acordo com vários autores, torna-se difícil a comparação das características dos efluentes líquidos de confinamento de suínos, quando se trabalha com dois ou mais locais. Isto se deve ao fato de nem sempre serem relatadas as condições locais, tais como: o clima, a ração animal, o tipo de alimentação, o grau de diluição dos resíduos, métodos e precauções nas amostragens e outras (PAULA, 1982). Além disso, nota-se a inexistência de um padrão sanitário para expressar os diversos parâmetros envolvidos. Entre as unidades empregadas destacam-se algumas como mg.l^{-1} , mg.mg^{-1} , kg.capita^{-1} , $\text{kg.}(\text{kg de peso vivo})^{-1}$ (SILVA, 1973; MONTALVO, 1995).

A forma mais apropriada diante desta situação pode ser juntar parâmetros medidos *in situ* com os obtidos em experiências conduzidas em condições similares ao caso específico que está em estudo (MONTALVO, 1995).

A amostragem é, portanto, um fator extremamente importante para o dimensionamento do projeto e, caso não seja feita corretamente, pode conduzir a erros na estimativa das dimensões dos vários componentes do sistema de tratamento dos resíduos. Por exemplo, os dados de amostragem das fezes de suínos em engorda, no período de uma semana apresentaram para os sólidos totais e voláteis, variações de 40% em relação a média. Além disso, as quantidades de fezes estiveram entre 7 e 9% do peso vivo (SORLINI & BONFANTI, 1989).

Existem na literatura vários valores para produção de resíduos para diferentes raças de suínos e compensações arbitrárias são dadas também para a água de higienização. Estes valores são, geralmente, similares e sugerem que o padrão para suínos em engorda está em torno de 4 a 5 litros de dejetos por dia, contendo 8 a 10% de matéria seca (WILLIAMS & STREADER, 1990).

⇒ A quantidade total de dejetos produzidos por animal, fezes e urina, água desperdiçada pelos bebedouros e da higienização, resíduos de ração, cabelos e poeira decorrentes do sistema criatório, varia de acordo com o desenvolvimento ponderal dos suínos, apresentando valores decrescentes de 8,5 a 4,9% de seu peso por dia, considerando a faixa dos 15 aos 100 kg de peso vivo (KONZEN, 1983).

As épocas do ano têm uma grande influência sobre a quantidade de resíduos produzido independente do tamanho do suíno. O aumento na quantidade de resíduo no verão deve-se ao aumento na perda de água. Verifica-se pouca diferença na produção de resíduos sólidos e na composição do resíduo, quando expresso em relação à matéria seca. A produção total de resíduo variou de $3,6 \text{ kg.animal}^{-1}.\text{d}^{-1}$ no inverno, a $8,4 \text{ kg.animal}^{-1}.\text{d}^{-1}$ no verão, com média de $5,7 \text{ kg.animal}^{-1}.\text{d}^{-1}$ em todo o experimento. Em relação ao peso vivo do animal, variou de 6,4% a 16,9% com média de 11,7%. A produção de resíduo sólido (com base na matéria seca) variou de $0,3 \text{ kg.animal}^{-1}.\text{d}^{-1}$ no verão, a $0,48 \text{ kg.animal}^{-1}.\text{d}^{-1}$ na primavera, com média de $0,38 \text{ kg.animal}^{-1}.\text{d}^{-1}$ (BRUMM et al., 1980).

⇒ Um dos componentes que influi de maneira marcante na quantidade de dejetos é a produção de urina que, por sua vez, depende da ingestão de água. Suínos em crescimento e terminação consomem, em geral, ao redor de $5,5 \text{ l de água.animal}^{-1}.\text{d}^{-1}$ e produzem de 2 a 2,5% do peso vivo de urina (KONZEN, 1983). LOHER (1969) afirmou que a urina dos suínos é rica em fósforo e pobre em nitrogênio e

corresponde a aproximadamente 30% do total dos excrementos em peso, expelindo de 2 a 4 l de urina por dia, função única do clima e quantidade de água ingerida.

O volume geral de dejetos de uma criação depende, ainda, do sistema de manejo adotado, bem como da quantidade de água desperdiçada pelos bebedouros e do volume de água utilizado na higienização das baias (KONZEN, 1983).

Para um sistema com uso mínimo de água de limpeza, pode-se considerar um gasto de 3,50 l por suíno por dia nas fases de crescimento e terminação, segundo KONZEN (1983), no Brasil. SILVA (1973), também no Brasil, estudando confinamento de suínos observou que os pisos eram lavados diariamente antes de administrarem-se as rações e, nesta operação, eram utilizados de 8 a 10 l de água.animal⁻¹ para completa higienização, sendo os resíduos compostos por fezes, urina, resto de rações, material de cama, vômito e água de arraste.

Na Inglaterra, segundo LOHER (1969), o volume médio de água utilizada na higienização é de 6 l.animal⁻¹.d⁻¹, enquanto WILLIAMS & STREADER (1990) citaram 4 a 5 l.animal⁻¹.d⁻¹ e BICUDO & SVOBODA (1995) 11 l.animal⁻¹.d⁻¹.

ZHANG & DAGUE (1995), nos E.U.A., adotaram o valor de 56,8 l.animal⁻¹.d⁻¹ para água de higienização das instalações na fase de terminação de suínos, baseando-se no "Livestock Wastes Facilities Handbook - MWPS, 1985 - Iowa State University", considerando a frequência de lavagem de 8 vezes ao dia.

NG (1989) citou dados de Taiganides (1985) que estimou em 20 l.animal⁻¹.d⁻¹ o consumo de água para higienização das baias em criações no sudeste da Ásia, em Singapura.

MONTALVO (1995) citou que tem sido encontrados valores de uso de água para suínos variando de 6 a 50 l.animal⁻¹.d⁻¹, observando-se que o volume de resíduo produzido por animal diminui com o aumento do número de animais por unidade.

Para as diferentes fases, a Tabela 5 mostra as variações das quantidades de dejetos de acordo com a categoria dos animais, num sistema de uso mínimo de água (KONZEN, 1983).

Dependendo da frequência de lavagem, o teor de resíduos sólidos no efluente está, usualmente, ao redor de 3% ou menos, segundo HOLMBERG et al. (1983). SORLINI et al. (1990) e BOLTE et al. (1986) citaram concentrações de sólidos totais (ST) de 0,5 a 3,0%.

TABELA 5. Produção média diária de dejetos de acordo com a categoria dos suínos.

Categoria dos animais	Esterco (kg.d ⁻¹)	Esterco+Urina (kg.d ⁻¹)	Dejetos Líquidos (l.d ⁻¹)
Recria e terminação (5 a 100 kg)	2,30	4,90	7,00
Porca: reposição, pré-cobrição e gestante	3,60	11,00	16,00
Porca em lactação com leitões	6,40	18,00	27,00
Macho	3,00	6,00	9,00
Leitão Creche	0,35	0,95	1,40
Média	2,35	5,80	8,60

Fontes: Committee of National Pork Producers Council (1971), Konzen (1980); Konzen & Barbosa (1979); Sancereso *et al.* (1979); Locho (1974); Tietjen (1966) apud KONZEN (1983).

No Brasil, COSTA *et al.* (1995) encontraram ST de 23564 mg.l⁻¹, OLIVEIRA *et al.* (1995) ST de 26885 mg.l⁻¹ e SST de 14610 mg.l⁻¹ e CHATEAUBRIAND *et al.* (1989) observaram 1,1% de ST em dejetos de suínos utilizados para irrigação de milho.

Em Cuba, VIÑAS *et al.* (1995) citaram que as concentrações de sólidos são menores que 2,5% nos sistemas de higienização com água, os quais são os mais comuns nas criações de suínos.

Baseando-se nos valores apresentados por ZHANG & DAGUE (1995), para Iowa-E.U.A., estimou-se em 9462 mg.l⁻¹ a concentração de SV da água residuária da instalação de terminação de suínos estudada pelos autores.

Considerando-se estes valores de concentrações de sólidos nas águas residuárias de suinocultura, a separação da fase líquida poderá facilitar a sua adequação para alguns processos secundários de tratamento, tais como, por exemplo, os anaeróbios de alta taxa e lodos ativados (MONTALVO, 1995).

O método apropriado dependerá das características dos resíduos de suinocultura, mas em geral é necessário utilizar alguns dispositivos preliminares, tais

como, grades e em algumas situações caixas de areia, para eliminar os materiais grosseiros (MONTALVO, 1995).

O peneiramento e centrifugação são utilizados quando o conteúdo de sólidos é alto. Ngoddy et al. (1971) apud MONTALVO (1995) utilizando peneira vibratória alcançaram remoções de 50 a 60% para DBO, 60 a 70% para DQO e 50 a 70% para SV.

HOLMBERG et al. (1983) executaram um estudo para determinar as propriedades físicas e químicas das frações sólida e líquida dos resíduos de suínos, provenientes de sistemas de lavagem, por meio de separação utilizando peneiras vibratórias com aberturas de malha de: 0,2449; 0,0980; 0,0516; 0,0234 e 0,0104 cm. Encontraram para o efluente resultante do sistema de lavagem, ST variando de 1,5 a 5,4%, com média de 2,92%; SF (sólidos fixos), SV e CT (carbono total) com média em torno de 17; 83 e 44% dos ST, respectivamente, pH 6,89, DQO em média 3,6% dos ST, NTK (nitrogênio total Kjeldahl) em média 1846 mg.l⁻¹, P-total (fósforo total) em média 708 mg.l⁻¹, N-amoniaco em média 42,2% do NTK.

Em função dos tratamentos aplicados (diferentes vazões e tamanhos de malha de peneira) a porcentagem de material retido variou de 1 a 45. Para a fração líquida verificaram-se que os ST variaram de 1,05 a 4,01%, SV de 73,77 a 83,82% dos ST, SF de 16,19 a 26,23% dos ST, CT de 41,43 a 45,37% dos ST, DQO de 1,53 a 5,04% dos ST, NTK de 987 a 2903 mg.l⁻¹, N-amoniaco de 31,80 a 53,42% do NTK, N-org. (nitrogênio orgânico) de 44,04 a 68,20 mg.l⁻¹, P-total de 280 a 1063 mg.l⁻¹ e PO (ortofosfato) de 40,22 a 88,05% do P-total. Os resultados indicaram que a maior parte do N-inorgânico e do carbono reduzido estavam na fração líquida (HOLMBERG et al., 1983).

O balanço de massa mostrou que considerável potencial de produção de metano é perdido na fração líquida, pois ficaram retidas nas peneiras apenas uma pequena porção dos SV (41%), DQO (37%) e CT (41%), levando os autores a concluir que somente em torno de 40% do material sólido a ser utilizado para produção de metano foi mantido nas peneiras. De maneira similar, foi observado por Sievers et al. (1981) apud HOLMBERG et al. (1983) que 45% do potencial de produção de metano ocorreu no separado líquido de uma sedimentação com 100 minutos. Os dados de ácidos voláteis confirmam a conclusão sobre a perda de potencial de produção de metano do

material retido nas peneiras, pois 50 a 70% destes ácidos estavam contidos na fração líquida, o que também foi verificado por Sievers et al. (1981) (HOLMBERG et al., 1983).

A fração líquida contém a maior parte dos materiais inorgânicos que inibem a digestão anaeróbia. Nos dados do balanço de massa feito por HOLMBERG et al. (1983) verificou-se que, aproximadamente, 91% do N-amoniaco e 75% do P-total estavam na fração líquida.

A sedimentação é utilizada quando os resíduos de suinocultura estão mais diluídos. Segundo MONTALVO (1995) quando a sedimentação foi aplicada obtiveram-se remoções de 30 a 50% para DBO₅, 30 a 60% para DQO e 30 a 60% para SV. Fischer et al. (1975) apud LORIMOR et al. (1995) concluíram que as características de sedimentação são altamente variáveis, mas a maior parte da sedimentação do tipo II ocorre nos primeiros 100 minutos. MOORE et al. (1975) observaram que tempos de sedimentação de 10 a 100 minutos devem ser utilizados para resíduos com 0,1 a 1% de ST, obtendo-se remoções de ST variando de 55 a 66% e de DQO de 28 a 40%. GILBERTSON & NIENABER (1979) encontraram 65% de remoção de ST com 15 min de tempo de sedimentação para resíduos com 3,5% de ST, alcançando o máximo de 78% de remoção para tempo de sedimentação de 240 min. LORIMOR et al. (1995) observaram remoções de sólidos de 39,0 a 52,9% com tempos de sedimentação de 67 minutos para afluente com concentrações máximas de 6,6%, mínimas de 0,7% e médias de 3,1%. As remoções de NTK foram de 22,80 e 38,95%, de P-total de 17,2 e 46,0% e de K de 15,7 e 28,4%.

CHOU et al. (1995) citaram que em Taiwan o projeto e construção de sistemas integrados de tratamento de resíduos para criações de suínos de diferentes tamanhos tem sido padronizados, combinando três estágios: separação sólido/líquido, digestão anaeróbia e processo aeróbio.

No Brasil, OLIVEIRA et al. (1995) utilizaram tanque de equalização, peneira vibratória e sedimentador instalados em série para tratamento primário em instalações de terminação de suínos observando que, respectivamente, os ST e SST de 26885 e 14610 mg.l⁻¹ no resíduo afluente diminuíram para 13400 e 1640 mg.l⁻¹ após a peneira e para 6770 e 1430 mg.l⁻¹ após o sedimentador. A instalação do tanque de equalização aumentou a eficiência de remoção de SST da peneira de 47 para 89%. A remoção de DBO₅ na peneira foi em torno de 55%.

MONTALVO (1995) concluiu que com a utilização de tratamento primário para águas residuárias de suinocultura podem ser obtidas remoções de SST de 20 a 80%.

Os resíduos de produção animal contêm matéria orgânica, nitrogênio, fósforo, potássio, sódio, cálcio, magnésio, manganês, ferro, zinco, cobre e outros elementos que estão incluídos na dieta animal. Os resíduos líquidos provenientes dos confinamentos de suínos apresentam um grau de putrescibilidade elevado, alta concentração de sólidos, de nitrogênio, de fósforo e aditivos de ração, apresentando também cor forte e mau odor característico (PAULA, 1982).

Tendo em vista a composição apresentada na Tabela 6 (KONZEN, 1980) e o apreciável volume produzido, conforme apresentado anteriormente, pode-se notar o potencial energético e de fertilizante dos resíduos de suínos, considerando-se o aproveitamento do metano produzido no tratamento anaeróbio e a disposição no solo das frações líquidas e sólidas restantes do tratamento. Por outro lado, pode-se observar também as conseqüências negativas do manejo e disposição inadequados deste resíduo, como a liberação direta em rios e riachos, com graves riscos sanitários e de poluição.

CLANTON et al. (1991) observaram que o nível de alimentação (*ad libitum* e reduzida), a temperatura ambiente e a massa do animal, afetam significativamente as concentrações de N-amoniaco, K, Na e energia na urina e a DQO nas fezes. A adição de gorduras na dieta aumentou a concentração de energia na alimentação, mas este aumento de energia não foi observado na urina ou fezes. A DQO nas fezes apresentou valores de $1060 \pm 80 \text{ g.kg}^{-1}$ (base seca).

SILVA (1973), consultando vários trabalhos, concluiu que a relação média DBO_5/DQO do efluente de confinamento de suínos é 0,43.

Os resíduos de confinamento de suínos apresentam mais de 80 compostos diferentes e mais de 50% do fósforo orgânico presente nos resíduos está contido em compostos de alto peso molecular (JEWEL & MORRIS, 1979). IANOTTI et al. (1979) analisaram o afluente de resíduo de suínos em um digestor anaeróbio encontrando uma grande quantidade de polissacarídeos complexos (35% dos SV), menores quantidade de proteínas brutas (20%), lipídios (15%) e lignina (5%). Glicose, xilose, arabinose foram aproximadamente 90% dos açúcares totais. A porcentagem de C, H, N, O e S dos aminoácidos analisados foi 58; 8; 15; 19 e 1 e apenas os níveis de

cisteína, histidina e triptofano foram sempre baixos. Dos ácidos graxos de cadeia curta, o ácido acético foi predominante (77 g.d⁻¹), seguido dos ácidos butírico (28,6 g.d⁻¹), láctico (25,1 g.d⁻¹), propiônico (19,3 g.d⁻¹), succínico (8,5 g.d⁻¹), malônico (4,9 g.d⁻¹), fórmico (4,7 g.d⁻¹) com o isobutírico e isovalérico em quantidades traço. Em relação aos ácidos graxos de cadeia longa, a maior quantidade correspondeu a um ácido com 18 carbonos e a média do comprimento da cadeia dos ácidos graxos encontrados foi 17,5. A análise mineral mostrou que o resíduo era rico em N, P, K e Ca.

TABELA 6. Características de dejetos de suínos em crescimento e terminação, manejados em fossas de retenção.

Elemento componente	Unidade	Média	Coefficiente de variação (%)
pH		6,94	2,45
Umidade	%	90,38	1,42
Matéria Seca	%	8,99	13,68
Sólidos totais (ST)	%	9,00	27,33
Sólidos voláteis/totais	%	75,05	5,86
Fibra bruta	%	1,21	24,79
Energia bruta	kcal.kg ⁻¹	391,26	13,24
Proteína bruta	%	3,78	8,73
Nitrogênio total	%	0,60	8,33
Fósforo	%	0,25	28,00
Potássio	%	0,12	33,33
Cálcio	%	0,57	24,56
Magnésio	%	0,096	23,96
DBO ₅	g.l ⁻¹	52,27	22,71
DQO	g.l ⁻¹	98,65	17,32
Sódio	%	0,04	25,00
Cobre	mg.l ⁻¹	11,79	26,80
Zinco	mg.l ⁻¹	72,36	39,34
Manganês	mg.l ⁻¹	49,23	18,28
Ferro	mg.l ⁻¹	216,41	46,41

Fonte: KONZEN (1980)

As relações carbono/nitrogênio (C/N) dos resíduos de suínos têm sido citados na literatura e algumas estão apresentadas na Tabela 7.

Embora os valores de C/N variem bastante, os dados sugerem que condições de deficiência de nitrogênio não são o principal problema na digestão dos resíduos de suínos (FISCHER et al., 1983).

TABELA 7. Relações C/N de resíduos de suínos.

Relação C/N	Referência	Comentários
6/1	Ngoddy et al. (1971)	Urina incluída
7,3/1	Ngoddy et al. (1971)	Urina incluída
12,8/1	Ngoddy et al. (1971)	Urina incluída
10,8/1	Gramms et al. (1969)	Somente sólidos
10/1	Sievers & Brune (1978)	Somente sólidos
7,4/1	Fischer et al. (1983)	Somente sólidos

Fonte: SIEVERS & BRUNE (1978)
FISCHER et al. (1983)

Os valores encontrados por SIEVERS & BRUNE (1978) para N-amoniaco sugerem que a inibição por toxicidade deverá ser o fator principal afetando o rendimento da digestão, particularmente com altas taxas de carga, para resíduos sólidos e semi-sólidos.

Além dos problemas de poluição existe a possibilidade de contaminação dos mananciais d'água pela presença de microrganismos patogênicos nos dejetos de suínos.

Em virtude da origem fecal dos dejetos de suínos a população microbiana é composta, principalmente, por bactérias, actinomicetos e protozoários, dos quais alguns podem provocar doenças nos homens e animais (MONTALVO, 1995). Mesmo quando estes resíduos são tratados por meio da remoção de sólidos, aeração ou desidratação, os patógenos não conseguem ser erradicados (OLIVEIRA et al., 1993).

Entre as várias doenças infecciosas comuns para os homens e outros animais, algumas podem ter veiculação hídrica. Entre estas doenças estão algumas que podem ser acarretadas por suínos, tais como, salmonelose, leptospirose, tularemia, febre aftosa, hepatite, peste suína clássica, brucelose, micoplasmose, desintéria, infecções por *Clostridium* e outras. Alguns coliformes como *Escherichia coli* manifestaram certa patogenicidade para pessoas adultas e animais, podendo ser fatal para as crianças (OLIVEIRA et al., 1993; MONTALVO, 1995).

SILVA (1973) relatou que são poucos os trabalhos sobre bacteriologia dos resíduos animais. Citou ainda trabalhos que fazem referência ao N.M.P. de coliformes e *Streptococcus* spp dos excrementos de suínos, chegando as seguintes contagens: coliforme N.M.P. = $3,3 \times 10^6$ /g (total), *Streptococcus* spp N.M.P. = 84×10^6 /g de fezes e 230×10^7 /g (total).

2.4. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios não convencionais (de alta taxa)

O interesse pelo tratamento anaeróbio de resíduos líquidos e sólidos provenientes da agropecuária e agroindústria tem aumentado nos últimos anos, por apresentar vantagens significativas quando comparado com os processos mais comumente utilizados de tratamento aeróbio de águas residuárias ou processos convencionais de compostagem aeróbia de resíduos orgânicos sólidos (WEILAND, 1989).

Na suinocultura, com a modernização da exploração, adotando sistemas de confinamento intensivo, houve aumento crescente no uso de água para higienização, conforme apresentado no item 2.3, resultando efluentes com concentrações de sólidos de 0,1 a 3%.

Este aumento na quantidade de dejetos e na sua diluição colocou aos produtores o problema de disposição, visto que os métodos tradicionais de pré-tratamento seguidos de disposição no solo não são possíveis na maior parte das situações. E para os digestores anaeróbios, normalmente utilizados no tratamento de resíduos de suinocultura semi-sólidos, recomenda-se ST em torno de 6% (SUMMERS & BOUSFIELD, 1980), praticamente o dobro dos valores máximos observados para os dejetos de suínos diluídos pela água de higienização. Além disso, como o tempo de detenção hidráulico (TDH) é o principal parâmetro na determinação do volume do reator, fica claro que os digestores anaeróbios não são os mais adequados para resíduos diluídos, visto que operam com TDH muito altos.

A pesquisa de sistemas apropriados de manejo para resíduos diluídos de suinocultura tem considerado o uso de reatores anaeróbios não

convencionais para o tratamento de águas residuárias com altas concentrações de sólidos suspensos. Ao contrário dos digestores anaeróbios convencionais, estas novas configurações de reatores anaeróbios são projetados para operarem com baixos TDH. Contudo os altos consumos de água por animal podem não ser suficientes para produzir águas residuárias compatíveis com os reatores não convencionais. Os resíduos diluídos de suínos podem ter altas concentrações de SST, tornando-se um importante parâmetro restritivo para o projeto de tais reatores.

A separação das frações sólido e líquido, de acordo com HOLMBERG et al. (1983), NG & CHIN (1988), YANG & MOENGANGONGO (1987) e CHOU et al. (1995), será necessária para poder-se adotar destinações individuais para cada fração do resíduo. Para a fração sólida tem-se as opções de destinação para o solo diretamente ou após digestão anaeróbia em reatores convencionais de mistura completa, e ainda, segundo VAN DYKE et al. (1986), a possibilidade de aplicação para alimentação animal. Desta forma estabelecendo destinações adequadas e de, relativamente, baixo custo dentro da propriedade agrícola, com a vantagem da reciclagem da matéria orgânica e nutrientes presentes no resíduo, com a possibilidade de retorno para a própria suinocultura.

A fração líquida que contém a maior parte dos compostos inorgânicos, tais como nitrogênio amoniacal e fósforo, e considerável potencial de produção de metano (HOLMBERG et al., 1983) seria tratada em reatores anaeróbios não convencionais tais como, os de filme fixo e fluxo ascendente (filtros anaeróbios) e descendente, os de leito expandido, de chicanas, seqüencial em batelada e outros, que têm sido utilizados com sucesso para diversas águas residuárias, e vem sendo testados para resíduos diluídos de suinocultura.

Os resultados destes trabalhos com resíduos diluídos de suinocultura, tratados em reatores anaeróbios não convencionais (de alta taxa), estão apresentados na Tabela 8, elaborada pelo autor desta tese.

A maior parte das pesquisas foi realizada utilizando reatores anaeróbios de filme fixo, principalmente filtros anaeróbios com afluente na faixa de 500 a 35000 mg.l⁻¹ de sólidos. Para os filtros anaeróbios recomenda-se concentração máxima de ST em torno de 1% (COLLERAN et al., 1982). Nesta faixa, foram observados bons resultados, como os de OLESZKIEWICZ & KOZIARSKI (1982) e

OLESZKIEWICZ (1983) com TDH de 59,4 e 29,2 h obtendo remoções de DQO de 89 e 78% e produções específicas de 0,067 e 0,104 m³ CH₄.(kg DQO adicionada)⁻¹, respectivamente. NG & CHIN (1987), com TDH de 50 h, obtiveram remoção de DQO de 84% e produção específica de 0,45 m³.(kg DQO removida)⁻¹, considerando-se que os SSV retidos serviram como substrato de reserva para produção de CH₄. COLLERAN et al. (1982), com TDH de 72 h, observaram remoção de DQO 88% e produção específica 0,34 m³.(kg DQO adicionada)⁻¹.

Os resultados obtidos nos filtros anaeróbios com o afluente com ST superior a 1% apresentaram queda acentuada na eficiência. NEBOT et al. (1989) trabalharam com ST do afluente de 20000 mg.l⁻¹, TDH de 281 h e obtiveram eficiência de remoção de DQO de 89% e produção específica de 0,179 m³ CH₄.(kg DQO adicionada)⁻¹. NORDSTED & THOMAS (1985) com ST do afluente de 2,02% e TDH de 48 h, observaram eficiência de remoção de DQO de 14 a 52% e produção específica de 0,23 m³ CH₄.(kg SV adicionado)⁻¹, enquanto com ST do afluente de 2,90% e TDH de 350 h a remoção de DQO foi de 95 a 98%. HASHEIDER & SIEVERS (1984), os quais utilizaram afluente com SV de 21230 e 35298 mg.l⁻¹, TDH de 144 h, obtiveram eficiência de remoção de DQO de 72 e 66% e produção específica de 0,425 e 0,363 m³ CH₄.(kg SV adicionado)⁻¹, respectivamente.

Da mesma forma, quando a concentração de ST foi muito inferior a 1%, observou-se queda na eficiência dos filtros anaeróbios. BRUMM & NYE (1981), para afluente com SST de 3252 e 3975 mg.l⁻¹, TDH de 72 e 48 h, obtiveram eficiência de remoção de SST de 83,6 e 54,1% e produção específica de 0,725 e 0,620 m³ CH₄.(kg SV removido)⁻¹, respectivamente. HASHEIDER & SIEVERS (1984), para afluente com SV de 477 a 5877 mg.l⁻¹, TDH de 24 h, observaram eficiência de remoção de DQO de 46 a 66% e produção específica de 0,231 a 0,293 m³ CH₄.(kg SV adicionado)⁻¹, como também com SV do afluente de 1412 a 5789 mg.l⁻¹ e TDH de 72 h, a eficiência de remoção de DQO foi de 66 a 86% e a produção específica de 0,325 a 0,353 m³ CH₄.(kg SV adicionado)⁻¹. NORDSTEDT & THOMAS (1985), para afluente com ST de 0,67% e TDH de 85 h, verificaram eficiência de remoção de DQO de 26 a 57% e produção específica de 0,22 m³ CH₄.(kg SV adicionado)⁻¹.

TABELA 8. Reatores anaeróbios não convencionais (de alta taxa) tratando águas residuárias de suinocultura: tipo, características, condições de operação e desempenho dos reatores e características da água residuária afluente.

-Tipo de reator -Publicação	Volume do reator	Temp. Op.	TDH	Características do afluente (mg.l ⁻¹)			Eficiência de remoção (%)			Produção de CH ₄	
				DQO	SST	ST	DQO	SST	ST	a)volumétrica ^(a) b)específica ^(b)	a
	(l)	(°C)	(h)								
- UASB											
VIÑAS et al. (1995)	18	26	96	15200			73			0,91	0,24
			72	16080			68			1,18	0,22
			48	14900			64			1,49	0,20
			36	13080			57			1,66	0,19
CINTOLI et al. (1995) (com recirculação do efluente)	3,5	mesofí lica	46,7	5500	2000 a		50				
			46,7	8000	5000		60				
			21,2	11000			70				
			29,2	6000			55				
- Híbrido de UASB											
LO et al. (1994)	14,75	22 a 28	172	6500			95			0,15	
			162	12000			95			0,22	
			79	12000			57-61			0,71	
CINTOLI et al. (1995) (com recirculação do efluente)	3,5	mesofí lica	46,7	5500	2000 a		50				
			46,7	8000	5000		60				
			46,7	11000			78				
- Filme fixo e leito expandido											
NG & CHIN (1988) m.s: carvão ativado (m.s -meio suporte)	14,75	30	72	12820	9430		75	72		0,321	0,100
			48	4140	3250		78	88		0,166	0,103
			24	8140	4620		89	82		0,333	0,046
			18	7800	4050		78	85		0,455	0,057
			14	11670	8380		40	39		0,869	0,109

Continuação da TABELA 8.

-Tipo de reator -Publicação	Volume do reator	Temp. Op.	TDH	Características do afluente (mg.l ⁻¹)			Eficiência de remoção (%)			Produção de CH ₄	
				DQO	SST	ST	DQO	SST	ST	a)volumétrica ^(a) b)específica ^(b)	
										a	b
(l)	(°C)	(h)									
- Filme fixo e leito expandido (cont.)											
NG & CHIN (1988)	14,75	30	72	12820	9430		67	72		0,256	0,089
m.s: areia			48	4140	3250		79	88		0,220	0,134
			24	8140	4620		90	92		0,268	0,037
			18	9750	4050		69	65		0,402	0,045
			14	11670	8380		27	7		0,776	0,144
- Horizontal com chicanas											
YANG & CHOU (1985)	20	30	120	4580	510		55,3	44,5			0,270 ^(c)
			72	3720	1450		46,4	84,8			0,196 ^(c)
			48	4100	1300		58,2	87,6			0,162 ^(c)
			32	3090	1140		80,9	88,2		0,08	0,036 ^(c)
			24	1680	640		71,2	77,1			0,074 ^(c)
			19	1800	770		81,2	78,9			0,052 ^(c)
			12	1770	510		59,4	63,7			0,110 ^(c)
			9,6	1950	250		46,6	36,0			0,117 ^(c)
			6	3270	680		43,3	46,5		0,79	0,039 ^(c)
YANG & MOENGANGONGO (1987)	20	30	60	3000 a	200 a		75,7	55,0		0,266	0,165 ^(c)
					5000	1200					
BOOPATHY & SIEVERS (1991)	15	35	360	58500		51700	69		60	1,81	0,036 ^(c)
obs: reator com 2 e 3 câmaras.							62		48	2,01	0,040 ^(c)
- Sequencial em batelada											
NG (1989)	16	28	360	5980	2727 ^(d)		65	73 ^(d)		0,11	0,27 ^(c)
			240	7369	4386 ^(d)		85	89 ^(d)		0,20	0,27 ^(c)
			120	8837	4657 ^(d)		64	62 ^(d)		0,40	0,23 ^(c)
			72	13981	5348 ^(d)		55	59 ^(d)		0,79	0,17 ^(c)
			24	6453	3848 ^(d)		53	54 ^(d)		0,78	0,12 ^(c)

Continuação da TABELA 8.

-Tipo de reator -Publicação	Volume do reator	Temp. Op.	TDH	Características do afluente			Eficiência de remoção			Produção de CH ₄	
				(mg.l ⁻¹)			(%)			a) volumétrica ^(a)	
				(l)	(°C)	(h)	DQO	SST	ST	DQO	SST
- Sequencial em batelada (cont.)											
ZHANG & DAGUE (1995)	12	25	144	9600		4740 ^(e)	72		59 ^(e)	0,384	0,33
			144	15360		9360 ^(e)	77		78 ^(e)	0,570	0,29
			72	4410		2730 ^(e)	59		54 ^(e)	0,295	0,34
			72	7470		4650 ^(e)	82		79 ^(e)	0,616	0,30
DAGUE et al. (1992)	12	25	144			6240 ^(e)			92 ^(e)		
			144			40920 ^(e)			77 ^(e)		
		35	144			6540 ^(e)			87 ^(e)		
		144				32280 ^(e)			74 ^(e)		
- Leito fixo - filtro anaeróbio											
- Fluxo ascendente											
BRUMM & NYE (1981)	19,6	23 a	144		2751	5249		90,7	74,7	0,315 ^(f)	0,820 ^(g)
m.s: anéis plásticos ("Flexrings")		24	72		3252	4518		83,6	67,4	0,443 ^(f)	0,725 ^(g)
			48		3975	5067		54,1	59,1	0,658 ^(f)	0,620 ^(g)
			24		3003	5213		52,1	52,9	0,839 ^(f)	0,450 ^(g)
HASHEIDER & SIEVERS (1984)	3,3	35	144	4982		2744 ^(e)	93		76 ^(e)	0,172 ^(f)	0,358 ^(g)
m.s: rocha calcária com diâmetro 2 cm			144	10166		5780 ^(e)	95		83 ^(e)	0,368 ^(f)	0,370 ^(g)
			144	18612		11090 ^(e)	74		74 ^(e)	0,706 ^(f)	0,377 ^(g)
			144	40402		21230 ^(e)	72		70 ^(e)	1,502 ^(f)	0,425 ^(g)
			144	61906		35298 ^(e)	66		64 ^(e)	3,225 ^(f)	0,363 ^(g)
			72	2487		1412 ^(e)	86		74 ^(e)	0,156 ^(f)	0,325 ^(g)
			72	5537		3070 ^(e)	73		69 ^(e)	0,345 ^(f)	0,345 ^(g)
			72	9726		5789 ^(e)	66		67 ^(e)	0,660 ^(f)	0,353 ^(g)
			72	22947		11170 ^(e)	60		52 ^(e)	1,250 ^(f)	0,335 ^(g)
			24	830		477 ^(e)	66		55 ^(e)	0,126 ^(f)	0,263 ^(g)
			24	1696		1014 ^(e)	65		60 ^(e)	0,285 ^(f)	0,285 ^(g)
			24	3016		1835 ^(e)	46		49 ^(e)	0,548 ^(f)	0,293 ^(g)
	24	7433		3491 ^(e)	58		47 ^(e)	0,978 ^(f)	0,280 ^(g)		
	24	10308		5877 ^(e)	39		41 ^(e)	1,903 ^(f)	0,231 ^(g)		

Continuação da TABELA 8.

-Tipo de reator -Publicação	Volume do reator	Temp. Op.	TDH	Características do afluente (mg.l ⁻¹)			Eficiência de remoção (%)			Produção de CH ₄	
				DQO	SST	ST	DQO	SST	ST	a) volumétrica ^(a)	
										a	b
(l)	(°C)	(h)	DQO	SST	ST	DQO	SST	ST	a	b	
- Leito fixo - filtro anaeróbio (cont.)											
- Fluxo ascendente											
CHIUMENTI et al. (1990)	1200	21,4	302	4900		3650 ^(e)	75		62 ^(e)	0,09 ^(d)	0,23 ^(e)
m.s: bloco de plástico ("Flocor RS")		20,5	178	5600		5180 ^(e)	71		59 ^(e)	0,31 ^(d)	0,31 ^(e)
		24,3	96	5080		3200 ^(e)	71		44 ^(e)	0,37 ^(d)	0,28 ^(e)
SORLINI et al. (1990)	15	30	96 a	5733	0,45 ^(d)	0,62 ^(d)			65 ^(e)	0,124 ^(d)	0,144 ^(d)
m.s: anéis PVC, lascas de madeira e argila expandida			120						60 ^(e)	0,210 ^(d)	0,212 ^(d)
									44 ^(e)	0,031 ^(d)	0,032 ^(d)
OLESZKIEWICZ & KOZIARSKI (1982) E OLESZKIEWICZ (1983)	23 e	23 a	343	9400		8450	93		79	0,009 ^(d)	0,024
m.s: esferas de polietileno	11	26	120	9400		8450	94		86	0,067 ^(d)	0,093
			59,4	10070		6930	89		78	0,103 ^(d)	0,067
			38,6	9400		8450	77		70	0,242 ^(d)	0,130
			25,7	9560		6700	68		67	0,366 ^(d)	0,160
			29,2	10590		8160	78		65	0,358 ^(d)	0,104
			20,7	9610		6840	69		70	0,642 ^(d)	0,172
			13,6	10590		8160	70		64	0,500 ^(d)	0,118
NG & CHIN (1987)	30	30	151	10372	13150		96	99			0,13
m.s: anéis de PVC			118	9137	14120		97	99			0,19
			84	10873	14690		94	99			0,15
			67	13789	13290		95	98			0,20
			50	10368	10090		84	88			0,45
COLLERAN et al. (1982)	3,6	30	72	14280			69			1,30	0,28 ^(e)
m.s: pedaços de granito, casca de marisco, coral, fibras de junco e pedra calcária	6,0						71			1,35	0,28 ^(e)
	5,8						70			1,32	0,28 ^(e)
	13,8						69			1,33	0,28 ^(e)
	9000	28	72	58000		8000	88			5,36	0,34 ^(e)

Continuação da TABELA 8.

-Tipo de reator -Publicação	Volume do reator	Temp. Op.	TDH	Características do afluente (mg.l ⁻¹)			Eficiência de remoção (%)			Produção de CH ₄	
				DQO	SST	ST	DQO	SST	ST	a)volumétrica ^(a) b)específica ^(b)	
										a	b
-Leito fixo - filtro anaeróbio (cont.)											
- Fluxo ascendente											
MARQUES et al. (1988)	21	25	84	13000	5300	9800	69	65	55	0,67	0,188
m.s: malha de polietileno		25	29	a	a	a	52	29	35	2,11	0,268
		25	26	18700	8600	12700	57	28	37	3,12	0,244
		35	85				75	70	59	0,73	0,188
		35	35				63	40	46	2,71	0,332
		35	33				60	28	40	3,40	0,309
NORDSTEDT & THOMAS (1985)	5	31,1	350	39370		2,90 ^(b)	95 a 98		91 a 94		
m.s: esferas e anéis de plástico,			190	12390		0,47 ^(b)	71 a 76		32 a 40		
e pedaços de diferentes tipos de			120	16320		0,85 ^(b)	31 a 73		44 a 48	0,25 ^(b)	0,21 ^(b)
madeiras			85	10710		0,67 ^(b)	26 a 57		29 a 48	0,31 ^(b)	0,22 ^(b)
			48	33470		2,02 ^(b)	14 a 52		22 a 38	1,67 ^(b)	0,23 ^(b)
HILL & BOLTE (1988)	300	35	120	20940		19160	62		61 ^(e)	1,27	0,49
m.s: placas de feltro de poliester			72	20220		18910	51		55 ^(e)	1,87	0,55
			48	19690		18750	46		51 ^(e)	2,80	0,62
			24	21200		19710	35		30 ^(e)	2,34	0,31
WILKIE & COLLERAN (1984)	18	33	144	30052	0,56 ^(b)		73			1,93	0,39 ^(e)
m.s: fragmentos de argila queimada,							70			1,84	0,37 ^(e)
coral, casca de marisco e anéis plásticos							69			1,64	0,33 ^(e)
							73			1,93	0,39 ^(e)
NEBOT et al. (1989)	1,85	20	281	50895		20000	89		73	0,779	0,179 ^(e)
m.s: espuma de poliureta- no reticulada											
- Tubular											
FLOYD & HAWKES (1986)	15,3	30	240				2,52 ^(b)			0,87	0,455 ^(b)
							19220 ^(e)				

Continuação da TABELA 8.

-Tipo de reator -Publicação	Volume do reator	Temp. Op.	TDH	Características do afluente (mg.l ⁻¹)			Eficiência de remoção (%)			Produção de CH ₄		
				DQO	SST	ST	DQO	SST	ST	a) volumétrica ^(a) b) específica ^(b)		
										(l)	(°C)	(h)
- Leito fixo												
- Fluxo descendente												
SANCHEZ et al. (1994)	7	30	32 a	5400 ^(d)			70 a 90 ^(d)					
m.s: anéis de cerâmica			130	8 a 32	5400 ^(d)			40 a 70 ^(d)				
			5 a 8	5400 ^(d)			30 a 40 ^(d)					
KENNEDY & VAN DEN BERG (1982)	35	35	24 a	39200	18000	26400	25 a 70			1,4 a 3,8 ^(b)		
m.s: elemento cerâmico												
KENNEDY & VAN DEN BERG (1982a)	21	35	252	54200	15000 ^(d)		64			1,1 ^(b)		
			125	54200	15000 ^(d)		57			1,9 ^(b)		
m.s.placas de fibra de poliester			84	54200	15000 ^(d)		48			2,4 ^(b)		
			62,4	54200	15000 ^(d)		40			2,5 ^(b)		
URBANO et al. (1988)	1	35	144 a	50000			25000			65 a 80		
m.s: tubos de vidro com superfície rugosa												
MATA ALVAREZ & LLABRÉS (1988)	4,5	35	180	18200		15000			0,458 ^(b)			
			144	18200		15000			0,426 ^(b)			
m.s: elemento cerâmico			108	18200		15000			0,390 ^(b)			
			72	18200		15000			0,293 ^(b)			
			36	18200		15000			0,223 ^(b)			
- Torre de fermentação modificada												
CALLANDER & BARFORD (1984)	65	37	480				3,55 ^(d)			65		
							3,46 ^(d)			73		
							3,91 ^(d)			65		
							3,89 ^(d)			64		
							3,85 ^(d)			70		
							3,88 ^(d)			75		
							3,76 ^(d)			68		

Continuação da TABELA 8.

-Tipo de reator -Publicação	Volume do reator	Temp. Op.	TDH (h)	Características do afluente (mg.l ⁻¹)			Eficiência de remoção (%)			Produção de CH ₄	
				DQO	SST	ST	DQO	SST	ST	a) volumétrica ^(a) b) específica ^(b)	
										a	b
(l)	(°C)										
- Mistura completa com crescimento da biomassa aderida às partículas em suspensão (SPAG)											
BOLTE et al. (1986)	5	35	240	15840		12640	75		64 ^(e)	0,42	0,696 ^(e)
m.s: espuma de poliuretano e cubóides de nylon reticulado. (50% de enchimento)			120	16940		11870	64		51 ^(e)	0,69	0,729 ^(e)
			72	16110		13290	50		47 ^(e)	1,03	0,644 ^(e)
			48	17160		14140	40		36 ^(e)	1,21	0,599 ^(e)
		55	120	16560		13310	82		67 ^(e)	0,92	0,664 ^(e)
			72	16720		12180	72		61 ^(e)	1,34	0,684 ^(e)
			48	14850		12990	52		49 ^(e)	1,64	0,679 ^(e)
			24	17800		14170	35		41 ^(e)	2,43	0,546 ^(e)
HILL & BOLTE (1986)	380	35	120	26800		22500	51		50 ^(e)	1,28 ^(f)	0,47
m.s: cubóides de nylon reticulado (25% de enchimento)			72	18400		18700	55		47 ^(e)	1,92 ^(f)	0,57
			48	21100		18900	42		43 ^(e)	2,15 ^(f)	0,48
			24	24300		19300	31		36 ^(e)	2,16 ^(f)	0,29
- sem m.s.	380	35	120	26800		22500	48		46 ^(e)	1,05 ^(f)	0,41
			72	18400		18700	46		41 ^(e)	1,58 ^(f)	0,56
			48	21100		18900	35		35 ^(e)	1,40 ^(f)	0,38
			24	24300		19300			entrou em colapso	-	-
COBB & HILL (1988)	25	35	120	19500		14800	69		54 ^(e)	0,75 ^(f)	0,28
m.s:cubóides de feltro de polipropileno (15% de enchimento)			72	19600		17000	62		53 ^(e)	1,45 ^(f)	0,35
			48	15000		14700	71		66 ^(e)	1,55 ^(f)	0,29
			24	14500		15600	46		56 ^(e)	1,22 ^(f)	0,18
- sem m.s. com regime de mistura limitado (assemelhou-se a reator UASB)	25	35	120	16200		14200	58		50 ^(e)	1,02 ^(f)	0,44
			72	27900		21000	58		50 ^(e)	1,75 ^(f)	0,33
			48	34000		27800	52		54 ^(e)	2,13 ^(f)	0,24
			24	17600		13900	55		47 ^(e)	1,47 ^(f)	0,15

Continuação da TABELA 8.

-Tipo de reator -Publicação	Volume do reator	Temp. Op.	TDH	Características do afluente (mg.l ⁻¹)			Eficiência de remoção (%)			Produção de CH ₄	
				DQO	SST	ST	DQO	SST	ST	a) volumétrica ^(a)	b) específica ^(b)
	(l)	(°C)	(h)						a	b	
- Mistura completa com crescimento da biomassa aderida às partículas em suspensão (SPAG) (cont.)											
COBB & HILL (1989)	25	35	120	26800		22500	63		64 ^(e)	0,99 ^(f)	0,47
m.s: cubóides de nylon reticulado (7,5% de enchimento)			72	18400		18700	61		52 ^(e)	1,83 ^(f)	0,32
			48	21100		18900	59		52 ^(e)	2,39 ^(f)	0,22
			24	24300		19300	66		55 ^(e)	2,10 ^(f)	0,18
(15% de enchimento)			120	26800		22500	71		56 ^(e)	1,04 ^(f)	0,33
			72	18400		18700	65		61 ^(e)	1,69 ^(f)	0,39
			48	21100		18900	71		68 ^(e)	1,59 ^(f)	0,29
			24	24300		19300	57		63 ^(e)	1,57 ^(f)	0,19
HILL & BOLTE (1992)	25	35	48	22600		18800			28 ^(e)	1,50 ^(f)	
m.s: espuma de poliuretano, nylon reticulado e feltro de polipropileno				21100		18900			43 ^(e)	2,15 ^(f)	
				20600		19160			51 ^(e)	2,80 ^(f)	

(a) unidade: m³ CH₄.(m³ reator.d)⁻¹;

(b) unidade: m³ CH₄.(kg DQO removida)⁻¹;

(c) unidade: m³ CH₄.(kg DQO adicionada)⁻¹;

(d) SSV

(e) SV;

(f) unidade: m³ CH₄.(m³ volume de vazios do reator.d)⁻¹;

(g) unidade: m³ CH₄.(kg SV removido)⁻¹;

(h) unidade: m³ CH₄.(kg SV adicionado)⁻¹;

(i) unidade: %;

(j) DQO solúvel.

COBB & HILL (1988 e 1989) utilizando reatores anaeróbios de mistura completa com crescimento da biomassa aderida às partículas em suspensão conseguiram resultados superiores aos obtidos, anteriormente, por BOLTE et al. (1986) e HILL & BOLTE (1986), encontrando meios suporte mais adequados, como feltro e nylon, ocupando 15% do volume do reator. Nestas condições observaram-se remoções de DQO em torno de 70% e produção específica de $0,29 \text{ m}^3 \text{ CH}_4.(\text{kg DQO removida})^{-1}$, para afluente com ST de 14700 e 18900 mg.l^{-1} e TDH de 48 h. Para TDH de 24 h, a eficiência de remoção de DQO foi reduzida para 46% e a produção específica para $0,18 \text{ m}^3 \text{ CH}_4.(\text{kg DQO removida})^{-1}$ (COBB & HILL, 1988) e para remoção de DQO de 57% e produção específica de $0,19 \text{ m}^3 \text{ CH}_4.(\text{kg DQO removida})^{-1}$ (COBB & HILL, 1989). Com o reator preenchido com 7,5% do volume com meio suporte de nylon, COBB & HILL (1989) obtiveram 66% de remoção de DQO e produção específica de $0,18 \text{ m}^3 \text{ CH}_4.(\text{kg DQO removida})^{-1}$.

COBB & HILL (1988) operaram este reator sem o meio suporte e com pouca intensidade de mistura e destacaram sua semelhança com o reator UASB, porém sem o separador de fases. Obtiveram resultados relevantes com afluentes com ST de 27800 e 13900 mg.l^{-1} , TDH de 48 e 24 h, atingindo eficiência de remoção de DQO de 52 e 55% e produção específica de 0,24 e 0,15 $\text{m}^3 \text{ CH}_4.(\text{kg DQO removida})^{-1}$, respectivamente.

Os autores também adaptaram este reator para operar com leito fixo (HILL & BOLTE, 1988), composto por fibras longas de feltro, alimentado com afluente com ST de 18750 mg.l^{-1} e TDH de 48 h, mas obtiveram eficiências de remoção de DQO de apenas 46,2%.

Outro reator pesquisado, utilizando meio suporte, foi o de leito expandido, com o qual NG & CHIN (1988) obtiveram remoções de DQO de 90% e de SST de 92%, e produção específica de $0,037 \text{ m}^3 \text{ CH}_4.(\text{kg DQO removida})^{-1}$, com TDH de 24 h e afluente com SST de 4620 mg.l^{-1} . Estes resultados de eficiência de remoção foram superiores aos obtidos com os filtros anaeróbios nas mesmas condições.

Para faixa semelhante de sólidos do afluente (SSV de 2727 a 5348 mg.l^{-1}), NG (1989) utilizou o reator anaeróbio seqüencial em batelada, com TDH de 72 e 24 h, obtendo remoção de DQO de 55 e 53% e produção específica de

0,17 e 0,12 m³ CH₄.(kg DQO adicionada)⁻¹, respectivamente. ZHANG & DAGUE (1995) obtiveram melhores resultados com afluente com SV de 4650 mg.l⁻¹, TDH de 72 h e remoção de DQO e SV de 82 e 79%, respectivamente.

A partir dos resultados dos trabalhos apresentados na Tabela 8 e discriminados anteriormente, pode-se evidenciar que para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com remoções de DQO próximas a 80% e afluente com SST ao redor de 5000 mg.l⁻¹, as melhores eficiências com menores TDH (de 24 a 48 h) foram obtidas com o reator anaeróbico de leito expandido; ao passo que para ST ao redor de 10000 mg.l⁻¹ o melhor desempenho foi verificado nos filtros anaeróbios com TDH mínimo na faixa de 40 a 72 h. Para concentrações de ST na faixa de 15000 a 20000 mg.l⁻¹, o reator apresentado por COBB & HILL (1988 e 1989) apresentou os melhores resultados.

Isto demonstra que não somente a concentração de ST ou SST têm influência sobre a eficiência de remoção de DQO e sólidos, mas que também o desempenho do reator, operado com baixo TDH, depende de sua configuração.

A faixa de 477 a 3491 mg.l⁻¹ de SST do afluente foi abrangida no trabalho de HASHEIDER & SIEVERS (1984) com filtro anaeróbico, cujas melhores remoções médias máximas de DQO e ST foram, respectivamente, 86 e 74% e produção específica de 0,325 m³ CH₄.(kg SV adicionado)⁻¹, para TDH de 72 h, e 65% e 60% com produção específica de 0,285 m³ CH₄.(kg SV adicionada)⁻¹, para TDH de 24 h.

YANG & CHOU (1985) e YANG & MOENGANGONGO (1987), com o reator anaeróbico de chicanas, utilizaram afluente na faixa de 250 a 1450 mg.l de SST obtendo eficiências médias máximas de remoção de DQO de 81,2% e produção específica de 0,052 m³ CH₄.(kg DQO adicionada)⁻¹, com TDH de 19 h. Com TDH de 32 h obtiveram remoção de SST de 88,2% com produção específica de 0,036 m³ CH₄.(kg DQO adicionada)⁻¹.

NG (1989) destacou que com exceção do reator de chicanas, outras configurações de reatores anaeróbios não convencionais estudadas até aquela data, para tratamento de águas residuárias de suinocultura, poderiam requerer um nível de operação, a qual não estaria prontamente disponível nas propriedades rurais. Além disso, os custos de construção poderiam ser altos e isto poderia ser citado como

uma das desvantagens dos filtros anaeróbios, associado aos cuidados necessários para evitar entupimentos.

Outro, entre a variedade de reatores anaeróbios não convencionais, é o reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) e suas modificações (híbrido de UASB) que tem sido amplamente estudados para várias águas residuárias, em virtude da sua vantagem de combinar construção e operação simplificada com a capacidade de acomodar altas cargas orgânicas e hidráulicas (LETTINGA et al., 1980).

Em virtude disto, recentemente, têm sido realizados trabalhos utilizando reatores UASB e híbridos de UASB para tratamento de águas residuárias de suinocultura. LO et al. (1994) com afluente com DQO de 12000 mg.l⁻¹ e TDH de 79 h obtiveram remoção de DQO de 57 a 61%, a qual pode ser considerada como bom resultado, sabendo-se que o reator não foi inoculado com lodo granulado, que durante a sua operação não foi observada granulação do lodo e que em consequência houve perda de lodo com os aumentos da TCOV.

Melhores resultados foram obtidos por CINTOLI et al. (1995) utilizando sedimentação ou centrifugação da água residuária bruta, adição de zeólitos ao afluente e recirculação do efluente ($Q_r/Q_i = 0,7$ a $4,0$). No reator UASB observou-se remoção de DQO de 70% com TDH de 21,2 h e no reator híbrido de UASB atingiu-se remoção de DQO de 78% com TDH de 46,7 h, para afluente com SST de 2000 a 5000 mg.l⁻¹. VIÑAS et al. (1995) também obtiveram bons resultados com remoção de DQO de 57 a 73% e produção específica de 0,19 a 0,24 m³ CH₄.(kg DQO removida)⁻¹ com TDH variando de 36 a 96 h.

Desta forma, a possibilidade de utilização do reator UASB para tratamento de águas residuárias de suinocultura com boas remoções de DQO e sólidos e bons rendimentos de CH₄ está configurando-se como promissora. Contudo, como outras configurações de reatores anaeróbios, o reator UASB também está sujeito a limitações relacionadas a concentração de SST do afluente. Entretanto, os limites de SST ou ST não foram estabelecidos para reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura pré-peneiradas e diluídas, visto que o seu conteúdo de SST pode ser mais facilmente biodegradável do que aquele encontrado na maior parte

das águas residuárias industriais, demonstrando a necessidade de mais pesquisas neste sentido.

3. MATERIAIS E MÉTODOS

3.1. Local

Este trabalho foi executado no Laboratório de Processos Anaeróbios do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos-EESC/USP, no Município de São Carlos-SP.

3.2. Instalações experimentais

Cada unidade experimental era composta por tanque de alimentação, bomba peristáltica, reator UASB de bancada, selo hidráulico e gasômetro, conforme mostrado na Figura 4. Foram utilizadas, simultaneamente, duas destas unidades, operadas sob condições diferentes.

O reator UASB, com volume total de 10,5 l, esquematizado na Figura 5, foi construído com duas faces paralelas em acrílico comprimidas contra o contorno das paredes laterais, em aço inoxidável e fixadas com parafusos. Entre os contornos de aço inoxidável e as faces de acrílico foram colocados cordões de borracha para selar as interfaces das placas.

O reator era composto de uma zona de entrada divergente na parte inferior, com forma de tronco de pirâmide de 5 cm de altura, provida, na parte superior, de placa de aço inoxidável perfurada, cuja finalidade era homogeneizar a distribuição do afluente. Acima tinha-se a zona de reação, com forma prismática de seção longitudinal retangular, com 45 cm de altura e seção transversal quadrada, com 12 cm de lado, a qual tinha sua largura gradualmente aumentada para formar a zona de sedimentação no topo. O separador sólido/gás/líquido localizado acima e adjacente à zona

de reação, tinha forma piramidal, ocupava parte da zona de sedimentação e era formado por placas de aço inoxidável com inclinação de aproximadamente 55°.

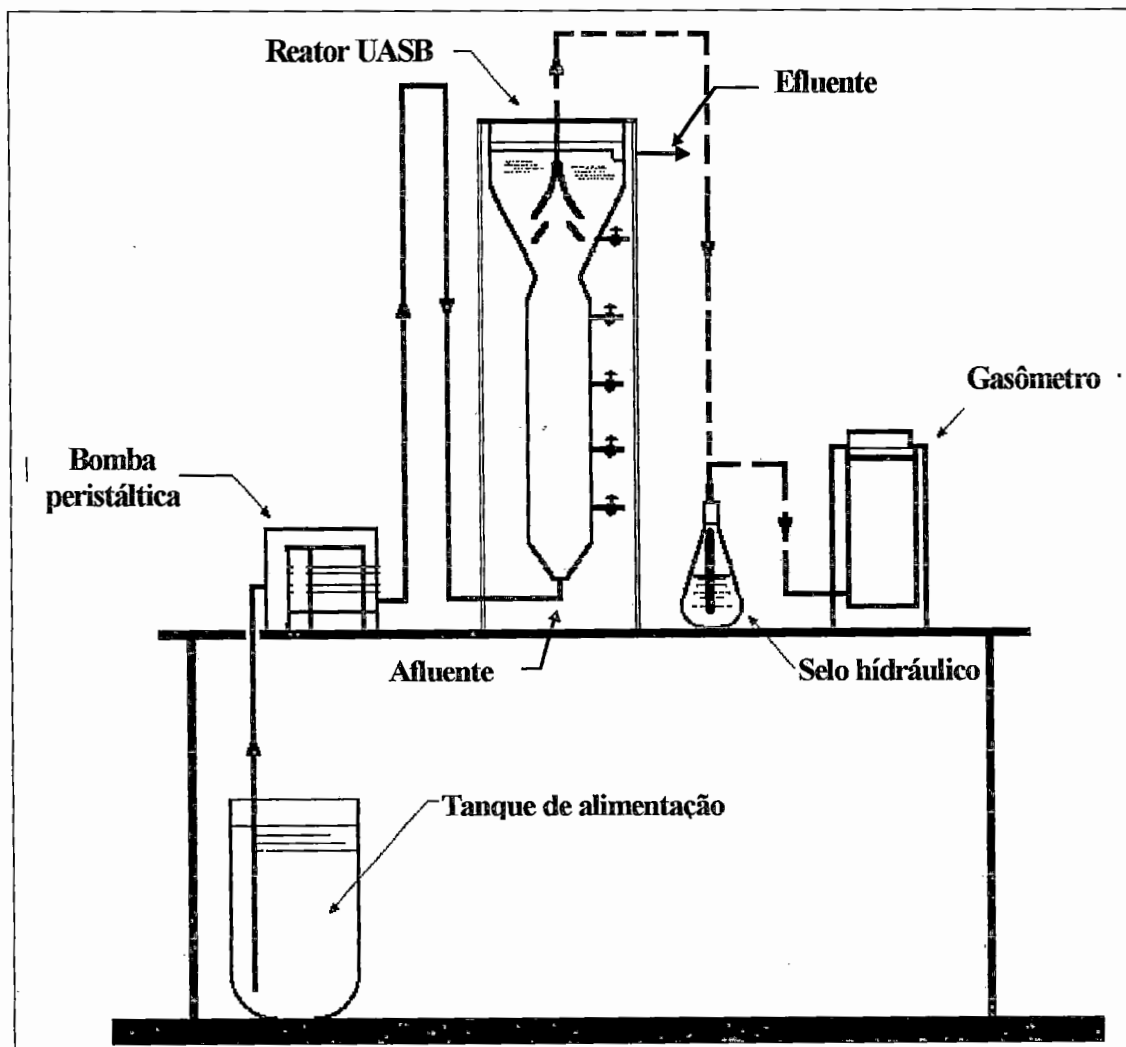


FIGURA 4. Esquema da unidade experimental.

O efluente líquido era coletado por três tubos de aço inoxidável, com 1 cm de diâmetro, perfurados e submersos, uniformemente, na superfície do líquido no sedimentador e conectados à canaleta de saída no topo do reator, a partir de onde o líquido era descartado por meio de uma mangueira de látex e lançado na rede de esgotos do laboratório.

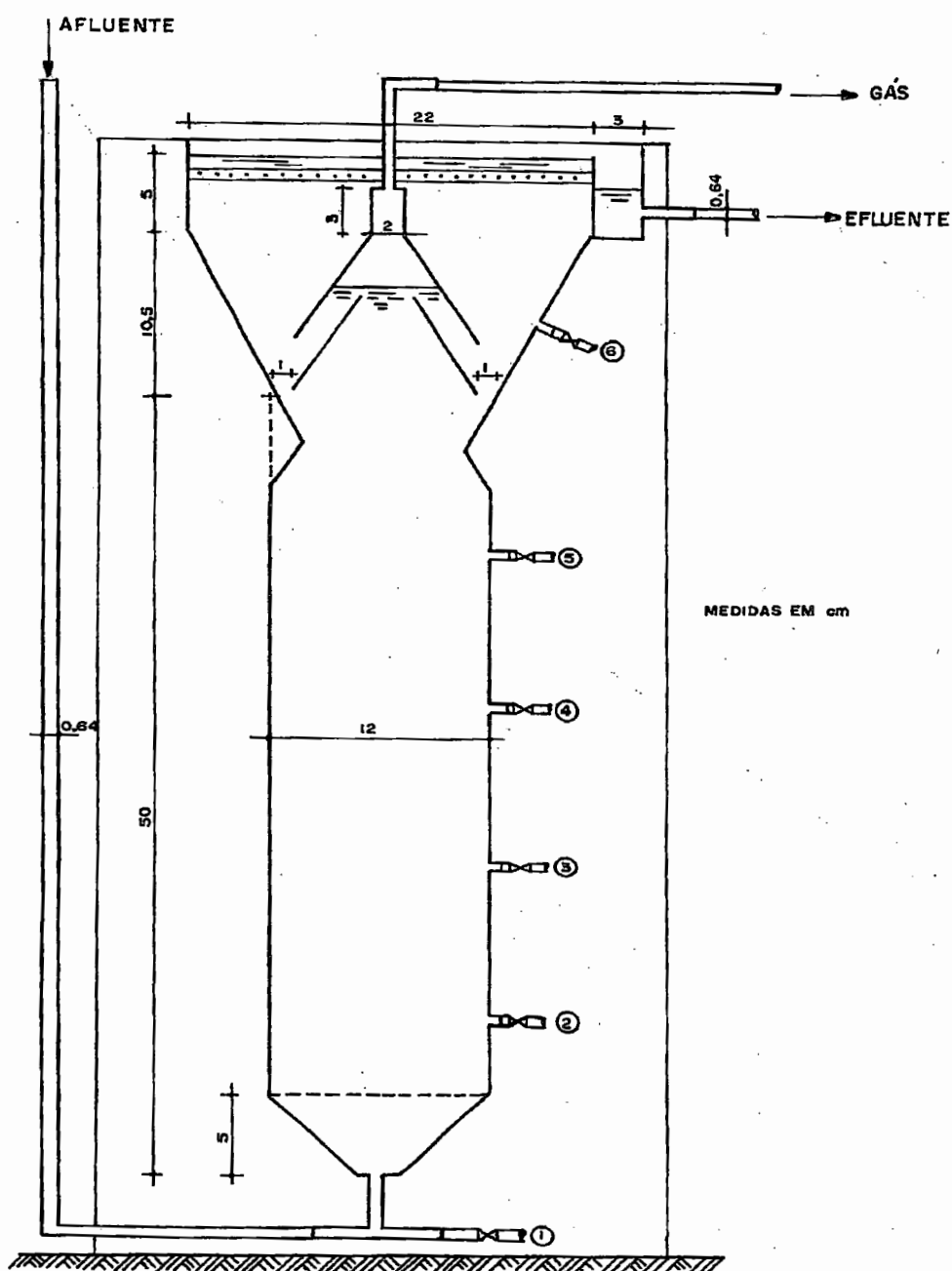


FIGURA 5. Vista lateral cotada do reator UASB.

Fonte: CALLADO (1992)

O gás era coletado no topo do reator, na câmara de gás, por uma mangueira de borracha e conduzido para armazenamento no gasômetro, após passar através de um selo hidráulico construído com um erlenmeyer de 1000 ml, o qual o mantinha sob pressão na câmara de gás.

O reator era provido de seis tomadas intermediárias para coleta de amostras, quatro ao longo da zona de reação, uma na tubulação de entrada do reator e uma no sedimentador.

Para tanque de alimentação era utilizado um recipiente plástico com capacidade para 60 l (nas etapas com menor consumo de substrato, o reservatório era de 20 l).

Do tanque de alimentação para o reator o substrato era bombeado através de mangueiras de silicone, utilizando-se uma bomba peristáltica modelo 202S, com 8 canais, marca Watson Marlow.

O gasômetro (Figura 6), do tipo de cúpula flutuante, foi construído em alumínio, sendo composto por dois recipientes cilíndricos que foram sobrepostos, encaixando-se, de maneira que a cúpula móvel, a qual armazenava o biogás, ficava contida na parte inferior com maior diâmetro, a qual era preenchida com água formando um selo hídrico, impedindo o escape do gás.

Na cúpula móvel do gasômetro foi fixada uma escala graduada em mm, a qual permitia a leitura do seu deslocamento vertical. Este equipamento permitia o armazenamento de até 5,5 l de biogás.

Quando necessário, eram conectados gasômetros em série para permitir a leitura diária do biogás.

3.3. Água residuária

A água residuária utilizada para alimentação dos reatores UASB foi o esterco de suíno pré-peneirado e diluído, com água de torneira, para obtenção de concentrações de sólidos suspensos totais (SST) em torno de 500, 1000, 1500 e 2000 mg.l⁻¹.

O esterco bruto utilizado para preparar o resíduo diluído era coletado de um confinamento de suínos na fase de terminação, alimentados com ração a base de milho e soja com complemento vitamínico e mineral, na Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, FCAV/UNESP, Campus de Jaboticabal. O esterco bruto era acondicionado em sacos plásticos e congelado para o transporte até o Laboratório de Processos Anaeróbios do Departamento de Hidráulica e Saneamento - EESC/USP, onde

era mantido sob refrigeração de 0 a -10°C . De cada lote de esterco coletado eram feitas análises de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) no Departamento de Engenharia Rural da FCAV/UNESP, Campus de Jaboticabal.

Conhecendo-se a concentração de ST, era pesada uma quantidade de esterco bruto, pré-diluído e homogêneo na concentração de ST em torno de 1%, e mantido em repouso por 15 min permitindo que a maior parte das partículas discretas sedimentassem.

O líquido sobrenadante era então peneirado (em malha quadrada com 1 mm de lado) para separação dos sólidos que pudessem entupir a linha de alimentação do reator.

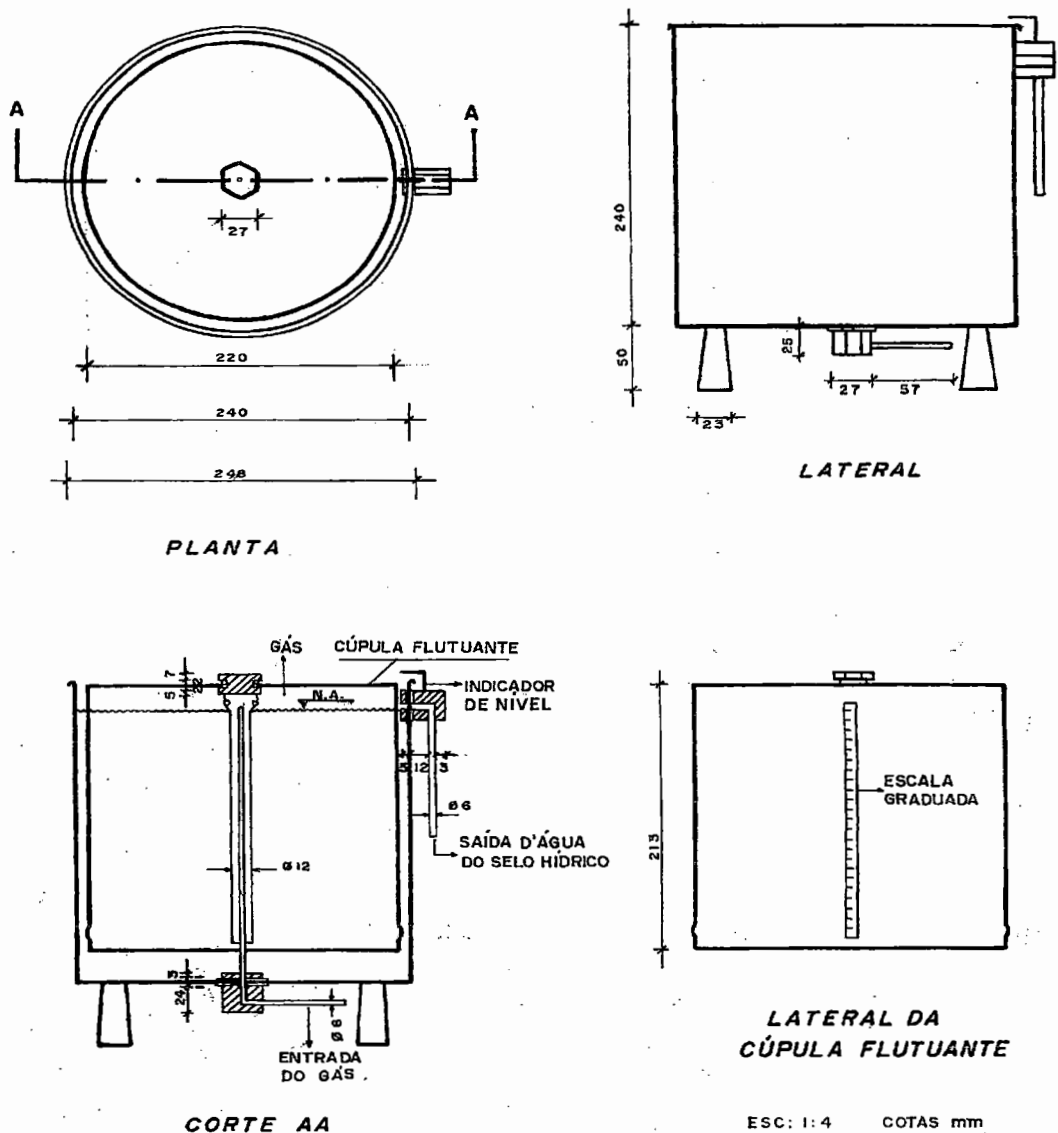


FIGURA 6. Esquema do gasômetro.

Feito isto, eram tomadas amostras para análise de SST tomando possível calcular os volumes de água a serem adicionados para se obterem as concentrações de SST desejadas. Este procedimento era repetido para cada lote de esterco bruto coletado.

A água residuária de alimentação, com o resíduo na concentração de SST desejada, era preparada em dias alternados.

3.4. Descrição da Operação dos Sistemas

O experimento foi dividido em dois conjuntos de ensaios. No primeiro conjunto foram operadas e monitoradas simultaneamente, duas unidades experimentais, com os reatores alimentados com o afluente com concentrações de SST em torno de 500 e 1000 mg.l⁻¹, respectivamente. No segundo conjunto estas concentrações de SST foram mudadas para valores em torno de 1500 e 2000 mg.l⁻¹, respectivamente.

No primeiro conjunto de experimentos os reatores foram submetidos a tempos de detenção hidráulico (TDH) de 30; 20; 12 e 8 h e no segundo a TDH de 27 e 29 h (respectivamente para afluente com SST em torno de 1500 e 2000 mg.l⁻¹), 20 e 12 h (para ambas concentrações de SST). A seqüência de diminuição por fases do TDH permitiu a operação com aumentos da taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), da taxa de carregamento de sólidos (TCS) e da taxa de carregamento hidráulico (TCH).

As fases tiveram duração de no mínimo 35 e no máximo 79 dias.

Os experimentos foram conduzidos na temperatura ambiente do laboratório (Tabela 9), em instalações conforme ilustrado na Figura 7. O efeito da temperatura no desempenho dos reatores foi estudado somente para afluentes com concentrações de SST de 1500 e 2000 mg.l⁻¹, para TDH de 12 h. Isto porque, estas condições de operação na temperatura ambiente coincidiram com o inverno, ocasionando diminuição da eficiência, em virtude da ocorrência de temperaturas máximas abaixo de 20° C e mínimas abaixo de 15° C. As temperaturas testadas foram de 25 e 30° C. As instalações do experimento com temperatura controlada estão ilustradas na Figura 8.

Na Tabela 9 estão apresentadas, resumidamente, as condições de operação impostas aos reatores, suas características principais e duração.

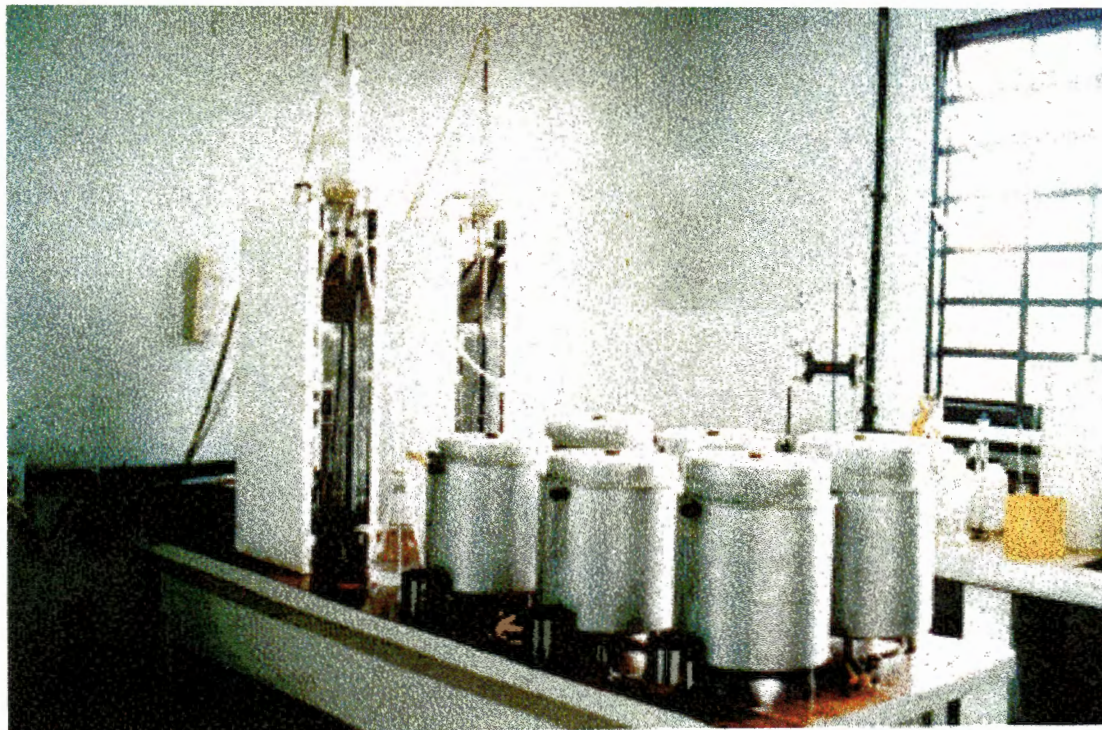


FIGURA 7. Unidades experimentais operadas à temperatura ambiente.

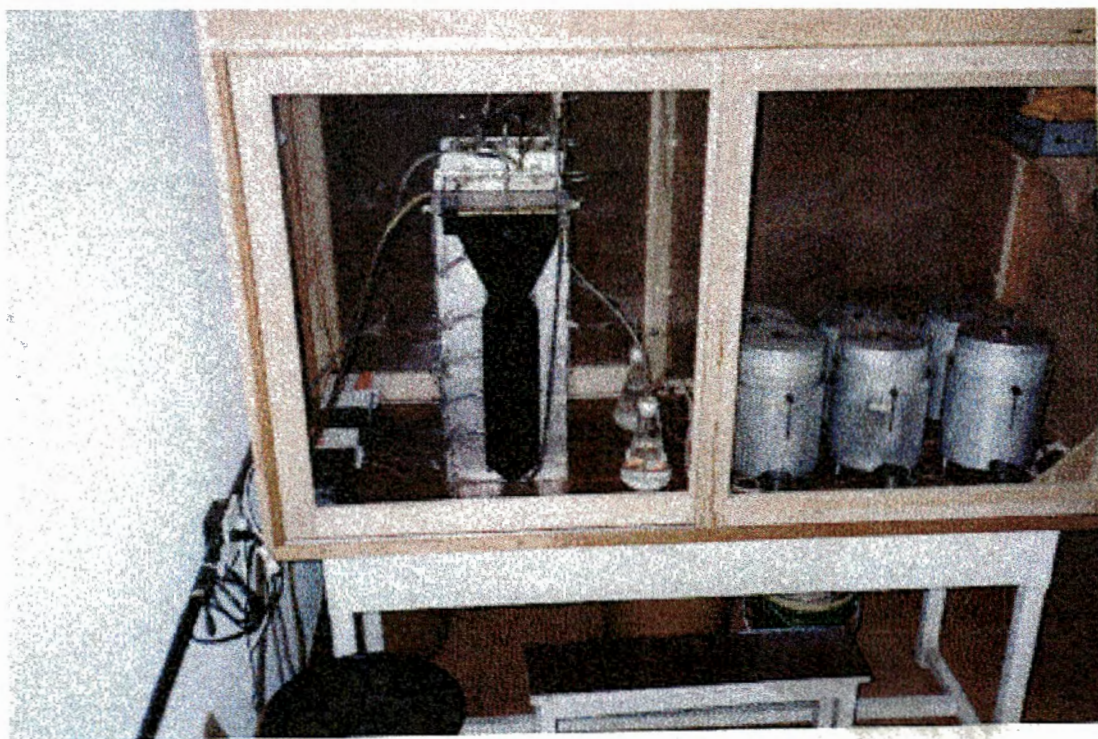


FIGURA 8. Unidades experimentais operadas à temperatura controlada a 25°C e 30°C.

TABELA 9. Condições de operação dos reatores UASB, com valores médios de alguns parâmetros monitorados.

Rea- tor	Fase	Conc. de SST observada no afluente (mg.l ⁻¹)	DQO total observada no afluente (mg.l ⁻¹)	TDH (h)	TCH estimada (m ³ .m ⁻³ .d ⁻¹)	TCOV aplicada (a)	TCS aplicada (b)	Temp. máx.e mín.diárias do ar observadas (°C)	Duração (d)
1	1	528	1025	30	0,8	0,82	0,36	29,0 e 15,0	79
		476	952	20	1,2	1,14	0,48	29,0 e 17,0	35
		468	976	12	2,0	1,95	0,79	30,0 e 22,5	39
		467	1078	8	3,0	3,23	1,22	29,5 e 22,5	56
2	1	1081	2025	30	0,8	1,63	0,73	29,0 e 15,0	79
		1000	1915	20	1,2	2,30	1,01	29,0 e 17,0	35
		926	1959	12	2,0	3,92	1,59	30,0 e 22,5	39
		951	2195	8	3,0	6,58	2,50	29,5 e 22,5	56
1	2	1630	3015	27	0,9	2,68	1,25	30,5 e 19,5	74
		1431	2820	20	1,2	3,38	1,43	27,5 e 19,5	46
		1375	3036	12	2,0	6,07	2,43	26,5 e 13,0	71
		1493	2932	12	2,0	5,86	2,53	28,5 e 23,5 ^c	40
		1435	2812	12	2,0	5,72	2,45	33,0 e 27,0 ^d	38
2	2	2274	3971	29	0,8	3,27	1,53	30,5 e 19,5	74
		1889	3544	20	1,2	4,25	1,86	27,5 e 19,5	46
		1910	4013	12	2,0	8,03	3,31	26,5 e 13,0	71
		1978	3832	12	2,0	7,66	3,33	28,5 e 23,5 ^c	40
		1993	3709	12	2,0	7,42	3,37	33,0 e 27,0 ^d	38

a - kg DQO total.m⁻³.d⁻¹.

b - kg SSV..m⁻³.d⁻¹.

c e d - temperatura controlada a 25°C e 30°C, respectivamente.



3.5. Procedimentos de partida

3.5.1. Lodo de inóculo

Para inóculo foi utilizado lodo granulado, inicialmente proveniente de reator UASB, em escala real, do tratamento de águas residuárias da Cervejaria Antarctica, localizada no município de Ribeirão Preto-SP, o qual foi adicionado como inóculo num reator UASB piloto operado com estrume de bovinos diluído e pré-sedimentado, no Departamento de Engenharia Rural da FCAV-UNESP, Câmpus de Jaboticabal e daí coletado para este trabalho.

Algumas características do lodo são mostradas na Tabela 10. Constatou-se alta porcentagem de sólidos voláteis no lodo, em torno de 75%, em relação aos sólidos totais, considerando-se que, de acordo com SCHMIDT & AHRING (1996), o conteúdo mineral inorgânico pode variar de 10 a 90% do seu peso seco. VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) verificaram que a relação SSV/SST do lodo da manta situou-se entre 0,58 a 0,61; em reator UASB tratando esgotos domésticos.

TABELA 10. Algumas características do lodo de inóculo granulado.

Parâmetro	Lodo de inóculo	
	Bruto	Lavado
pH	7,53	7,72
Sólidos suspensos totais (SST) ^a	56000	63000
Sólidos suspensos voláteis (SSV) ^a	41000	51000
Sólidos suspensos fixos (SSF) ^a	15000	12000
Sólidos tótais (ST) ^b	4,18	-
Sólidos voláteis (SV) ^b	3,14	-
Sólidos fixos (SF) ^b	1,04	-

a- unidade de medida: mg.l⁻¹.

b- unidade de medida: % (em peso).

O lodo apresentou-se com boa granulação, porém havia uma grande quantidade de sólidos finos e dispersos presentes, conforme pode ser observado na Figura 9, devendo na sua maior parte serem provenientes da operação com estrume de bovinos.

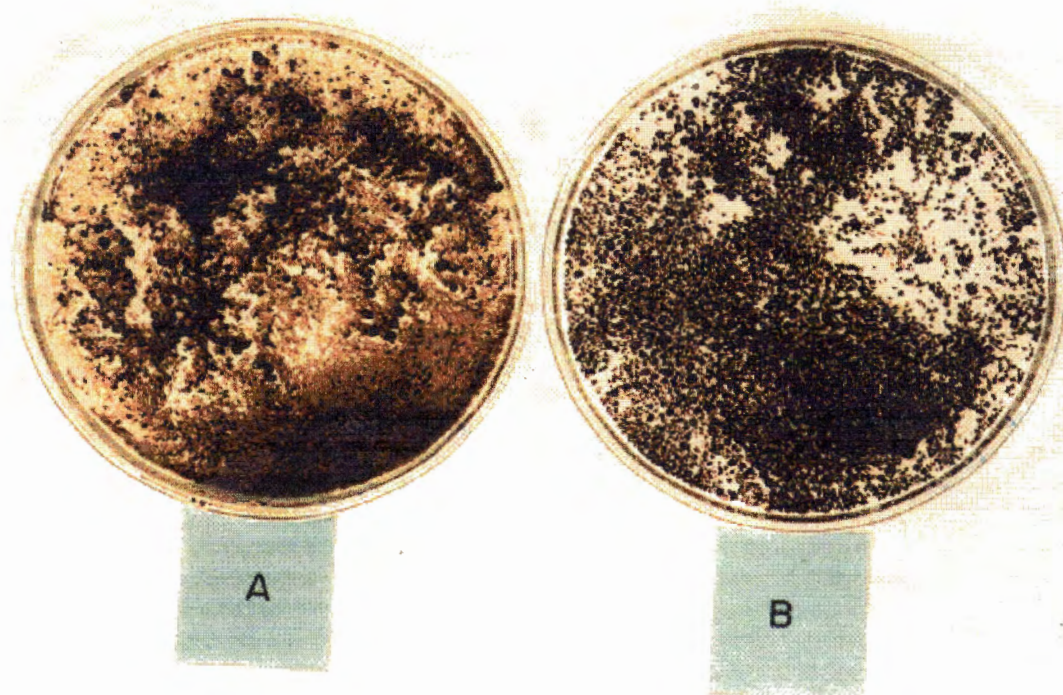


FIGURA 9. Amostra do lodo granulado utilizado como inóculo (A- lodo bruto, B- lodo lavado).

3.5.2. Partida

Cada reator foi, inicialmente, inoculado com 5,4 l de lodo, correspondendo a, aproximadamente, 221,4 g de SSV, sendo o volume restante do reator completado com os substratos com, em torno de, 500 e 1000 mg.l⁻¹ de SST, respectivamente.

A operação foi iniciada com taxas de carregamento orgânico volumétrico (TCOV) e hidráulico (TCH) muito baixas, sendo, respectivamente, em torno de 0,82 e 1,63 kg DQO total.m⁻³.d⁻¹ para os reatores alimentados com substratos com 500 e 1000 mg.l⁻¹ de SST e 0,8 m³.m⁻³.d⁻¹ para ambos reatores. Não houve recirculação do efluente.

As cargas, inicialmente, aplicadas no lodo foram estimadas em torno de 0,04 e 0,08 kg DQO total.(kg SSV.d)⁻¹, respectivamente, nos reatores alimentados com substratos com 500 e 1000 mg.l⁻¹ de SST. Estes valores encontram-se na faixa recomendada por SOUZA (1986) e LIN & YANG (1991).

Depois, a medida que verificou-se a estabilidade do sistema, a partir dos parâmetros de controle: ácidos voláteis totais, produção e composição do biogás e remoção de DQO e SS, os TDH foram diminuídos, permitindo a operação com aumentos sucessivos de TCOV e TCH, descritos na Tabela 9.

3.6. Afluentes, Efluentes e Biogás: exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos não metálicos.

3.6.1. Amostragem

As amostras das águas residuárias afluentes foram coletadas nos tanques de alimentação e efluentes na tubulação das canaletas de saída dos respectivos reatores. O volume coletado para cada amostra era em torno de 1000 ml, o qual foi suficiente para a realização de todos exames e determinações.

Nas primeiras semanas de operação de cada nova fase, via de regra, eram feitas duas amostragens por semana, enquanto que nas duas ou três últimas semanas, normalmente, três amostragens por semana.

As coletas de amostras de biogás eram feitas com seringas de insulina de 1 ml adaptadas com trava, por meio da introdução da agulha no ponto destinado à coleta e após vários movimentos sucessivos de encher e esvaziar a seringa, a mesma foi preenchida com 0,5 ml de biogás e levada ao cromatógrafo para injeção. O ponto destinado à coleta estava instalado na mangueira de saída do biogás entre a câmara de gás do reator e o selo hidráulico.

3.6.2. Metodologia e frequência

Na seqüência serão relacionados os exames físicos e determinações químicas executadas durante os ensaios bem como as metodologias

utilizadas e a frequência de realização.

3.6.2.1. Temperatura ambiente: por meio de termômetros de máxima e mínima, de vidro com enchimento de mercúrio, diariamente, na bancada dos reatores.

3.6.2.2. Temperatura do afluente e efluente: por meio de termômetro de vidro com enchimento de mercúrio, no tanque de alimentação e na canaleta de saída do reator, respectivamente, duas a três vezes por semana.

3.6.2.3. pH, alcalinidade total (AT), demanda química de oxigênio (DQO), sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF), fósforo total (P-total), nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e nitrogênio amoniacal (N-am.) e nitrogênio orgânico (N-org.): realizadas nos afluentes e efluentes, duas a três vezes por semana, conforme metodologia descrita no Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, AWWA, WPCF, 1985), como segue:

. AT- titulação para pH final de 4,3.

. DQO - método colorimétrico e digestão com refluxo fechado em tubos de cultura de 20 x 150 mm, adicionando 5 ml de amostra, 3 ml de solução digestora e 7 ml de reagente com ácido sulfúrico.

. P-total- método colorimétrico do ácido ascórbico e digestão com persulfato de potássio.

. NTK, N-am. e N-org.- método titulométrico e digestão semi-micro-Kjeldahl.

3.6.2.4. Alcalinidade parcial (AP) e intermediária (AI): realizadas juntamente com a determinação de AT, titulando primeiro até pH 5,75 e prosseguindo para pH 4,3, conforme descrito por JENKINS et al. (1983), sendo:

. AP- titulação da amostra original até pH 5,75, resultando numa alcalinidade que corresponde, grosseiramente, a alcalinidade devido à concentração de bicarbonato (RIPLEY et al., 1986).

. AI- titulação da amostra original de pH 5,75 até 4,3, aproximando-se a alcalinidade devido à concentração de ácidos voláteis (RIPLEY et al., 1986).

3.6.2.5. DQO da fração dissolvida (DQO dissolvida) e DQO da fração devido à concentração de SS (DQO SS): realizada juntamente com as determinações de sólidos suspensos (SS) e DQO. A amostra bem homogeneizada era filtrada através

de filtro padrão de fibra de vidro (Whatman 943AH ou Milipore AP40) para o exame de SS e o filtrado resultante era coletado e submetido a metodologia para determinação de DQO. APHA, AWWA, WPCF (1985) citaram que o filtrado da determinação de SST pode ser usado para determinação dos sólidos totais dissolvidos. Consequentemente contém a fração inorgânica e orgânica dissolvidas, podendo esta última ser estimada pela determinação da DQO.

Segundo IZA et al. (1991) um simples pré-tratamento da amostra da água residuária antes da análise de DQO pode fornecer uma informação proveitosa, conforme ilustrado na Tabela 11. A utilização de uma seqüência de filtração em papel e membrana permite a determinação da DQO total, DQO filtrada em papel e DQO filtrada em membrana, as quais fornecem, por diferença, as estimativas das contribuições do material orgânico particulado, coloidal e solúvel na DQO da água residuária.

TABELA 11. Utilização de filtração em papel e membrana para determinar diferentes frações da DQO de uma água residuária.

DQO	DQO particulada		Papel
total	DQO filtrada em papel	DQO coloidal	Membrama
		DQO solúvel	

3.6.2.6. Ácidos voláteis totais (AVT): método titulométrico, conforme descrito por DILALLO & ALBERTSON (1961).

3.6.2.7. Produção de biogás: o volume de gás produzido, diariamente, era determinado medindo-se o deslocamento vertical dos gasômetros e multiplicando-se pela sua área de seção transversal interna, igual a 0,03696 m². Após cada leitura diária os gasômetros eram zerados utilizando-se a saída de descarga do gás.

A correção do volume de gás para as condições de 1 atm e 0°C (Condições Normais de Temperatura e Pressão - CNTP) foi efetuada com base no trabalho de CAETANO (1985), no qual se verificou que, pelo fator de compressibilidade, o gás apresenta comportamento termodinâmico próximo do ideal.

Assim, para a correção do volume de biogás utilizou-se a expressão resultante da combinação das Leis de Boyle e Gay-Lussac:

$$\frac{V_0 \cdot P_0}{T_0} = \frac{V_1 \cdot P_1}{T_1}, \text{ na qual} \quad (2)$$

V_0 : volume corrigido de biogás (l);

P_0 : pressão corrigida do biogás (10332,72 mm de coluna d'água);

T_0 : temperatura corrigida do biogás (273,15 K);

V_1 : volume de biogás nas condições de leitura (l);

P_1 : pressão do biogás no gasômetro (mm de coluna d'água);

T_1 : temperatura do biogás no instante da leitura (K).

Como a pressão média de São Carlos é igual a 9402,78 mm de coluna d'água e a pressão conferida pelos gasômetros igual a 14 mm de coluna d'água, tem-se como resultado a seguinte expressão para correção do volume de biogás:

$$V_0 = \frac{V_1}{T_1} \cdot 248,9367 \quad (3)$$

3.6.2.8. Composição do biogás: a análise era feita semanalmente, por cromatografia gasosa, utilizando-se cromatógrafo série 150, modelo 69-152 marca Gow-Mac equipado com coluna Poropak-Q, comprimento 2m, diâmetro interno 1/4", temperatura de operação 70°C, gás de arraste hidrogênio super seco, detetor de condutividade térmica e vaporizador a 70°C, corrente 150mA, acoplado a integrador HP 3396 série II, marca Hewlett-Packard. Os resultados referem-se à porcentagem de CH₄ em relação à mistura metano, gás carbônico e ar (predominantemente, N₂).

3.7. Manta de Lodo: exames físicos, microbiológicos e microanálise de energia dispersiva de raio X (EDX).

3.7.1. Altura e volume da manta e descarte de lodo

Diariamente era medida a altura da manta de lodo, por meio das faces de acrílico transparente dos reatores, com régua graduada.

Nos primeiros 59 dias de operação, na partida dos reatores, observou-se o crescimento da manta, que chegou a alcançar o sedimentador, com acúmulo contínuo de sólidos e nestas condições prejudicando a qualidade do efluente.

A partir daí, adotou-se o procedimento de descarte periódico do lodo da manta dos reatores, assim que um deles atingisse a altura de 45 cm, ou seja, próximo ao sistema separador gás-sólido-líquido e sedimentador. Isto retirando-se porções de lodo da parte superior da manta, por meio das tomadas intermediárias laterais 4 e 5 do perfil do reator (Figura 5), até que o nível superior da manta ficasse na altura de 31 a 35 cm, baseando-se em LETTINGA & HULSHOFF-POL (1986), os quais citaram em seus trabalhos a manta de lodo ocupando cerca de 60% do volume ativo do reator. Na Tabela 12 estão discriminados os dias nos quais foram realizados descartes de lodo.

TABELA 12. Relação dos dias de operação nos quais foram realizados descartes de lodo da manta dos reatores UASB.

Reator	Dias de operação								
	Fase 1					Fase 2			
	TDH (h)					TDH (h)			
	30	20	12	8	29/27	20	12	12 ^a	12 ^b
1	59	94	132	176	255	296	359	412	454
	79		152	208	273	330	387	439	466
2	59	94	152	176	255	296	359	412	454
	79			208	273	315	387	428	466
						330		439	477

a, b: operação com temperatura controlada a 25 e 30°C, respectivamente.

O volume de lodo retirado de cada reator era medido com proveta em cada descarte efetuado. Amostras desses lodos eram examinadas para determinação de ST, SV e SF, por meio de metodologia descrita no Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, AWWA, WPCF, 1985) e SST, SSV e SSF, por meio de metodologia descrita por DOLFING & BLOEMEN (1985), a qual consistia em tomar 20 ml de amostra, centrifugar por 20 min à 4000 rpm, descartar a porção sobrenadante, retirar da cubeta a porção sedimentada e colocar em cápsula de porcelana e a partir daí seguir os procedimentos padronizados para determinação de sólidos (APHA, AWWA, WPCF, 1985).

As amostras do lodo de inóculo e descartado também eram caracterizadas macroscopicamente, para verificação da granulação, por meio de fotografias com câmara fotográfica comum. Aproximadamente, 10 ml de lodo bruto e de lodo lavado com água de torneira dentro de uma proveta para separação dos grânulos dos sólidos finos dispersos, eram colocados, separadamente, em placas de Petri, identificados e fotografados.

3.7.2. Microscopia óptica

Aos 208 dias de operação dos sistemas, ou seja, no final dos ensaios com afluentes com 500 e 1000 mg.l⁻¹ de SST e TDH = 8 h, amostras de lodo foram coletadas e examinadas sob microscopia de luz e fluorescência utilizando-se um microscópio marca Olympus modelo BH2. As observações e fotografias foram feitas com a objetiva de aumento 100x, ocular 10x e “zoom” de 1,25.

Foram examinados grânulos, individualmente, e também o lodo bruto com os sólidos finos dispersos. O lodo foi macerado entre a lâmina e lamínula, procedendo-se então a observação.

3.7.3. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) e microanálise de energia dispersiva de raio X (EDX)

Aos 387 e 464 dias de operação dos sistemas, ou seja, no final dos ensaios com afluentes com 1500 e 2000 mg.l⁻¹ de SST, TDH = 12 h à

temperatura ambiente e temperatura controlada de 30°C, respectivamente, amostras de lodo foram coletadas, preparadas e examinadas sob microscópio eletrônico de varredura (MEV), modelo DSM960 marca Zeiss do Instituto de Física de São Carlos-IFSC/USP.

Este MEV estava equipado com um analisador modelo QX2000 marca Link Analytical, permitindo a determinação qualitativa e quantitativa de elementos químicos, tais como: P, Ca, Mg, K, Na, S, Fe, Al, Cu, Mn, Zn, Ni e Si no lodo examinado, por meio de microanálise de energia dispersiva de raio X (EDX). Foram efetuadas microanálises de EDX nas paredes dos grânulos para verificar a presença dos elementos químicos e a sua distribuição e também em minerais precipitados observados durante o exame dos grânulos no MEV.

A preparação das amostras de lodo para exame consistiu, inicialmente, na lavagem do lodo contido numa proveta com água de torneira para retirada dos sólidos finos dispersos e a separação dos grânulos.

Em seguida eram colocados alguns grânulos inteiros e cortados num tubo de ensaio de 10 ml, submersos pela adição de glutaraldeído 2,5% (em tampão fosfato 0,1M (pH 7,3) resfriado a 4°C) e mantidos sob refrigeração à 4°C por 12 h. Depois de retirado o glutaraldeído, os grânulos eram lavados com tampão fosfato 0,1M (pH 7,3) três vezes por 10 minutos. Terminada a lavagem era feita a desidratação com uma série gradual de álcool etílico com concentrações de: 70; 80; 90; 95 e 100% e mantinham-se os grânulos imersos por 10 minutos em cada uma dessas soluções, com o último passo (álcool 100%) repetido três vezes. Após a desidratação, era realizada a secagem utilizando-se hexametildisilazane (HMDS), no qual os grânulos eram imersos duas vezes, por 30 segundos, e em seguida secos ao ar.

Esta metodologia de preparação de amostras para MEV foi adaptada de NATION (1983) por ARAÚJO (1995) para biofilmes anaeróbios e neste trabalho para grânulos de reatores UASB.

Completada a secagem, os grânulos eram dispostos sobre o suporte de alumínio e após a secagem da cola de prata utilizada para fixação dos grânulos no suporte, eles eram levados para metalização no Laboratório de Microscopia Eletrônica de Varredura - IFSC/USP, recebendo a cobertura com uma fina camada de ouro, para tornarem-se materiais eletricamente condutivos.

Encerrada essa preparação, os suportes com as amostras, eram levados ao MEV para exame microbiológico, realização de fotografias e microanálise de raio X (EDX).

3.7.4. Atividade metanogênica específica

Foram realizados quatro testes de atividade metanogênica específica com o lodo dos reatores UASB operados neste experimento, como segue:

1º- lodo utilizado como inóculo;

2º- lodo coletado aos 208 dias de operação dos sistemas, ou seja, no final dos ensaios com afluentes com 500 e 1000 mg.l⁻¹ de SST e TDH = 8 h;

3º- lodo coletado aos 387 dias de operação dos sistemas, ou seja, no final dos ensaios com afluentes com 1500 e 2000 mg.l⁻¹ de SST, TDH = 12 h e temperatura ambiente e

4º- lodo coletado aos 466 dias de operação dos sistemas, ou seja, no final dos ensaios com afluentes com 1500 e 2000 mg.l⁻¹ de SST, TDH = 12 h e temperatura controlada a 30°C.

No 2º, 3º e 4º testes, as amostras de lodo foram retiradas em três alturas diferentes da manta: parte superior (ponto 5), mediana (ponto 4) e inferior (ponto 2), a fim de estudar a variação da atividade metanogênica ao longo da manta. Para todas as amostras coletadas, foram realizados testes de atividade metanogênica específica para o lodo bruto ou seja, no estado em que foi retirado das mantas dos reatores e para o lodo lavado, ou seja, as amostras foram colocadas em provetas e submetidas à lavagem com água de torneira, a fim de retirar os sólidos finos dispersos e obter lodo, predominantemente, granulado para efetuar o teste. Dessa forma, também, por diferença entre a atividade do lodo bruto e do lavado, pôde-se estimar a influência dos sólidos finos dispersos acumulados na manta.

A metodologia utilizada nos testes de atividade metanogênica específica foi semelhante à de Dubourguier (1988) descrita por VAZOLLER (1988), com algumas adaptações, conforme discriminado a seguir, também descritas em ARAÚJO (1995).

As amostras de lodo eram mantidas na estufa incubadora a 30°C por 12 h antes de iniciar-se o preparo do teste e caracterizadas quanto à sua concentração de SSV.

Eram utilizadas para cada amostra duas repetições e um branco, sendo testados lodos de dois reatores em três posições da manta (superior, mediana e inferior), bruto e lavado, totalizando 36 frascos por teste.

Os frascos de antibiótico de 30 ml eram pesados preenchidos na sua totalidade com água destilada, fechados com a tampa de borracha, tomando-se o cuidado de eliminar as bolhas de ar do seu interior, e acrescentando-se o lacre de alumínio sobre o prato da balança.

Em seguida, eram adicionados 10 g de lodo em cada frasco. Feito isto, os frascos eram fechados com a tampa de borracha e lacrados.

Depois eram injetadas as soluções de ácidos graxos utilizadas como fonte de substrato, com seringas de 1 ml com agulhas estéreis, sendo em cada frasco: 0,1 ml de acetato de sódio 4,0 M; 0,1 ml de propionato de sódio 2,0 M; 0,1 ml de butirato de sódio 2,0 M e 0,1 ml de formiato de sódio 2,0 M. Durante o seu preparo, as soluções de sais de ácidos graxos eram tamponadas a pH 7,0.

Para a adição das fontes de substrato, eram tomados os seguintes cuidados: flambar as tampas dos frascos que continham as fontes e o lodo, fluxionar N₂ na seringa algumas vezes e preenche-la com o gás, introduzir a agulha no frasco que contém a fonte, liberar o N₂ contido na seringa, tomar 1 ml da solução e injetar 0,1 ml em cada frasco contendo o lodo.

Terminada a adição das fontes, era fluxionado N₂ por 2 minutos em cada frasco, através de duas agulhas estéreis colocadas na tampa, servindo uma para entrada do gás e a outra para sua saída, possibilitando assim a presença de uma atmosfera de N₂ no interior do frasco.

Para o branco eram realizadas todas as etapas, excetuando-se a adição das fontes.

Novamente os frascos eram pesados, para a obtenção do volume livre (“headspace”) em cada frasco, por meio da diferença com o valor da pesagem inicial com água.

Encerrados os procedimentos de preparação, eram iniciadas as análises de cromatografia gasosa. Utilizando-se uma seringa de 1 ml, equipada com trava, eram retirados 0,5 ml dos gases contidos no “headspace” de cada frasco e injetados no cromatógrafo.

Os frascos eram mantidos a 30°C em estufa incubadora e retirados a intervalos regulares para realização da cromatografia.

No final do teste o conteúdo de lodo de cada frasco era novamente caracterizado quanto a sua concentração de SSV.

O cromatógrafo utilizado bem como suas condições de operação estão descritos no item 3.6.2.8.

3.7.4.1. Metodologia de cálculo

Esta metodologia de cálculo foi utilizada por ARAÚJO (1995).

- Curva de calibração para o metano (CH₄).

Uma vez definidas as condições de operação do cromatógrafo (temperatura das colunas, vazão do gás de arraste, etc.), fez-se uma curva de calibração para que se pudesse converter os valores de metano expressos em área sob as curvas, obtidos no cromatograma, para valores em mmoles. Isto foi feito injetando-se diferentes volumes de metano (100% puro), conhecendo-se para cada volume injetado a quantidade de gás em mmoles, e associando-se a cada volume injetado a área dos picos de metano obtidas no cromatograma,. A partir destes valores associados de área e quantidade de metano em mmoles, obteve-se a equação de regressão linear, a qual foi utilizada para as conversões.

- Padrão interno gasoso.

Utilizou-se um padrão interno gasoso, já que a cada retirada de gás reduziu-se a quantidade total de metano contida no “headspace” do frasco, cujos valores podem ser muito significativos dependendo do volume do “headspace” e da

quantidade de metano já produzida no instante da amostragem (Dubourguier, 1988 descrito por VAZOLLER, 1988). Os frascos utilizados não dispunham de manômetros capazes de detectar a perda de metano na amostragem. Desse modo, adicionou-se ao sistema um gás inerte (sem interferência com as condições de cromatografia), em quantidade qualquer, desde que produzisse uma área mensurável na análise cromatográfica. Esse gás inerte foi o nitrogênio (injetado no início do experimento). O importante na escolha do padrão interno é que este gás possa ser medido, ou seja, possa ser detectada a sua diminuição relativa de volume ao longo do tempo. O mesmo valor de diminuição da quantidade de gás do padrão interno também ocorre com o metano produzido. Por isso pode-se corrigir o efeito das amostragens sucessivas no valor do metano produzido. Isto pode ser feito de duas formas:

- pontualmente, ou seja, o valor do metano é corrigido pelo decréscimo do nitrogênio (padrão interno), a cada amostragem; ou,

- pelo valor médio das áreas de nitrogênio obtidas, por exemplo, em cada dia de amostragem. Esta é a melhor forma de correção, porque como nem sempre a área de nitrogênio diminui de uma amostragem para outra, em função de possíveis erros na hora das injeções, a correção pontual poderia fornecer um valor subestimado da área de metano.

- Roteiro para cálculo:

(1) corrigiram-se os dados da área de metano obtidos no cromatograma, em função da diminuição da área de nitrogênio ao longo do tempo. O nitrogênio foi usado como o padrão interno. O cálculo da correção foi o seguinte:

$$\frac{\text{área de metano no tempo (t)}}{\text{área de nitrogênio no tempo (t)}} \times (\text{área média do nitrogênio}) \quad (4)$$

(2) corrigiram-se os dados de área de metano (já corrigidos no item 1), pelo fator de correção obtido pelo método da resposta térmica relativa (RTR), fornecido pela literatura específica (CIOLA, 1985). O fator de correção para o metano é 36. A área corrigida foi dada por:

$$\frac{\text{área de metano}}{\text{RTR}}, \text{ na qual RTR} = 36. \quad (5)$$

(3) introduziram-se os valores de área de metano na equação da reta da curva de calibração, de tal modo que os valores foram convertidos em mmoles de metano. A curva de calibração foi feita a 26°C; portanto, converteram-se os valores para CNTP. Desse modo o ensaio realizado a 30°C teve os resultados expressos no final em mmoles CH₄.g⁻¹ SSV.h⁻¹, nas CNTP.

(4) converteram-se os valores obtidos para o “headspace” de cada frasco, nas CNTP. Assim, a quantidade de metano obtida em 0,5 ml (volume retirado para a amostragem) foi convertida para o volume do “headspace” de cada frasco. Antes o volume de 0,5 ml (à temperatura do ensaio naquele momento) foi convertido para CNTP, conforme descrito abaixo:

$$\frac{V(0,5 \text{ ml}) \cdot P(0,9 \text{ atm})}{t(273^0\text{K} + \text{temp. do ensaio})} = \frac{V(?) \cdot P(1 \text{ atm})}{t(273^0\text{K})} \quad (6)$$

(condições do ensaio) (condições na CNTP)

Conversão para o “headspace” (por exemplo):

$$\begin{array}{l} \text{volume (V) (na CNTP)} \text{-----} 0,2 \text{ mmoles} \\ 28 \text{ ml (volume do "headspace" nas CNTP)} \text{-----} x \end{array}$$

O valor de x foi a quantidade de metano presente (em mmoles) no “headspace” de cada frasco reator.

(5) acumularam-se os valores de metano (em mmoles) da seguinte forma:

- no tempo 0, a quantidade de metano foi aquela obtida no “headspace” do frasco, nesse tempo;
- no tempo 1, a quantidade de metano foi aquela obtida no “headspace” do frasco, nesse tempo; mais a quantidade de metano que foi “jogada fora no tempo anterior (zero)”; ou seja, a quantidade de metano amostrada no tempo zero (no volume de 0,5 ml);

- no tempo 2, a quantidade de metano foi aquela obtida no 'headspace' do frasco, nesse tempo; mais a quantidade de metano amostrada no tempo zero e mais a quantidade de metano amostrada no tempo 1. E assim por diante até o último tempo.

(6) plotaram-se os valores de produção de metano em função do tempo num gráfico; escolheram-se os pontos (no mínimo quatro) que correspondiam à fase de maior produção de metano (reta com maior inclinação) e por meio de uma regressão linear encontrou-se o coeficiente angular dessa reta. Este coeficiente angular representa a atividade metanogênica. Dividindo-se este valor pela concentração da biomassa de um determinado frasco, em g de SSV, obteve-se a atividade metanogênica específica.

(7) de posse dos valores de atividade dos frascos com as fontes de ácidos graxos voláteis e do frasco controle, pôde-se encontrar a atividade metanogênica específica real. Para isto subtraiu-se o valor da atividade do controle dos valores de atividade das fontes.

3.8. Ensaio de Hidrodinâmica

Foram realizados ensaios de hidrodinâmica nos reatores UASB aos 479 dias de operação, ou seja, antes do encerramento dos experimentos, quando os reatores estavam sendo operados, respectivamente, com afluentes com 1500 e 2000 mg.l⁻¹ de SST, TDH = 12 h e temperatura controlada a 30°C, condições estas mantidas para o ensaio de hidrodinâmica.

No início do ensaio de hidrodinâmica a altura da manta de ambos reatores estava a 35 cm e mantiveram-se com níveis semelhantes durante todo o ensaio. A temperatura da cabine onde se encontravam os reatores foi controlada em torno de 30°C, porém durante a madrugada do 480º dia com a queda da temperatura ambiente e a necessidade de abertura constante da cabine para retirada de amostras atingiu o mínimo de 27,0°C, porém na maior parte do ensaio permaneceu na faixa de 29,0 a 31,0°C. A produção e a composição do biogás foram monitoradas durante o ensaio e não sofreram alterações em relação à situação que mantinham anteriormente ao ensaio. A vazão do afluente foi monitorada periodicamente.

O traçador utilizado foi o lítio (Li^+), proveniente de uma solução de carbonato de lítio (Li_2CO_3), ácido clorídrico (HCl) e água destilada, tamponada ao pH 7,0 com solução de NaOH 2N e com concentração final de 1,5 g $\text{Li}^+ \cdot \text{l}^{-1}$. Foram injetados, instantaneamente, 10 ml dessa solução na entrada do reator, através da mangueira de entrada do afluente, com seringa de vidro e agulha.

A duração do ensaio foi de 36 h, três vezes o TDH de 12 h, e coletadas amostras a cada 15 minutos, nas primeiras 24 h do ensaio, e a cada 30 minutos, nas 12 h finais do ensaio.

O volume coletado de cada amostra foi, aproximadamente, 20 ml, os quais foram conservados por meio da adição de 10 gotas de HNO_3 50% e manutenção sob refrigeração.

Em seguida, as amostras foram filtradas a vácuo, utilizando-se membranas ME ("mixed ester") 25 da Schleicher & Schuell, com diâmetro de poros de 0,45 μm .

As amostras filtradas foram encaminhadas para determinação da concentração de Li, por espectrofotometria de absorção atômica.

3.8.1. Ajuste de modelos matemáticos uniparamétricos para escoamento não ideal aos dados experimentais.

A análise dos dados foi realizada a partir de metodologia proposta por LEVENSPIEL (1974) e SWAINE & DAUGULIS (1988), utilizando-se a descrição e planilha elaborada por DE NARDI (1997).

As curvas de resposta experimentais de concentração do traçador (c) por tempo de ensaio (t) foram normalizadas (área sob a curva igual a 1), obtendo-se as curvas de distribuição de idade de saída adimensional (E_θ) em função do tempo adimensional (θ). A partir das curvas normalizadas, foram obtidas as variâncias adimensionais (σ_θ^2) utilizadas no ajuste dos modelos matemáticos aos dados. Sabe-se que a estimativa dos parâmetros de ajuste por meio da variância pode conduzir a erros, porém em virtude de ser amplamente utilizada e ser mais prática foi adotada neste trabalho.

A seqüência de cálculos para obtenção das curvas normalizadas é apresentada a seguir, por meio das seguintes fórmulas:

$$E_i = c_i \cdot S^{-1}; \quad (7)$$

$$S = \sum c_i \cdot \Delta t_i; \quad (8)$$

$$\bar{t} = \sum t_i \cdot E_i \cdot \Delta t_i; \quad (9)$$

$$\theta = t_i \cdot \bar{t}^{-1}; \quad (10)$$

$$E_\theta = \bar{t} \cdot E_i; \quad (11)$$

$$\sigma^2 = (\sum t_i^2 \cdot E_i \cdot \Delta t_i) - \bar{t}^2; \quad (12)$$

$$\sigma_\theta^2 = \sigma^2 \cdot \bar{t}^{-2}; \quad (13)$$

sendo:

E_i - distribuição de idade de saída,

c_i - concentração do traçador no efluente no tempo i ,

S - área sob a curva de concentração em função do tempo,

t_i - tempo de ensaio no instante da leitura da concentração do traçador no efluente,

Δt_i - intervalo de tempo entre leituras da concentração do traçador no efluente,

\bar{t} - tempo de detenção hidráulico médio, obtido a partir das curvas experimentais,

θ - tempo de detenção hidráulico médio adimensional,

E_θ - distribuição de idade de saída adimensional,

σ^2 - variância dos dados experimentais e

σ_θ^2 - variância adimensional.

Foram ajustados às curvas normalizadas (E_θ versus θ) os modelos matemáticos uniparamétricos para escoamento tubular com dispersão de pequena intensidade e grande intensidade (para recipientes abertos), e de tanques em série, a partir do cálculo de σ_θ^2 .

A despeito do escoamento tubular ser de difícil ocorrência, alguns autores citados no item 2.2.2 e outros (HEERTJES & VAN DER MEER, 1978; CAMPOS, 1990; ANDRADE, 1995; BOLLE et al., 1986a; PIRES &

RIBEIRO, 199) descreveram a presença de regime de escoamento pistonado em reatores UASB. Considerando-se este aspecto, neste trabalho verificou-se o ajuste de modelos matemáticos uniparamétricos para escoamento tubular disperso.

Para o modelo de dispersão de pequena intensidade calculou-se o número de Peclet (Pe_p), por meio da seguinte fórmula:

$$Pe_p = 2.(\sigma^2_\theta)^{-1} \quad (14)$$

e substitui-se na equação:

$$E_\theta = \frac{1}{2. \sqrt{\frac{\pi}{Pe_p}}} \exp\left[\frac{-Pe_p.(1-\theta)^2}{4}\right] \quad (15)$$

Para o modelo de dispersão de grande intensidade (para recipiente aberto) calculou-se o número de Peclet (Pe_g), por meio da seguinte fórmula:

$$\sigma^2_\theta = \frac{2}{Pe_g} + \frac{8}{Pe_g^2} \quad (16)$$

e substitui-se na equação:

$$E_\theta = \frac{1}{2. \sqrt{\frac{\pi.\theta}{Pe_g}}} \exp\left[\frac{Pe_g.(1-\theta)^2}{4.\theta}\right] \quad (17)$$

Para o modelo de tanques em série calculou-se o número de tanques em série (N), por meio da seguinte fórmula:

$$N = 1.(\sigma^2_\theta)^{-1} \quad (18)$$

e substitui-se na equação:

$$E_\theta = \frac{N.(N.\theta)^{N-1}}{(N-1)!} \exp(-N.\theta) \quad (19)$$

Foram calculados os coeficientes de correlação (r) com a finalidade de avaliar-se o ajuste dos modelos matemáticos aos dados experimentais. O coeficiente de correlação compara a variância dos dados experimentais em relação à dos valores obtidos pelo modelo matemático de ajuste proposto, com a variância da própria população de dados experimentais, calculando-se como descrito por BOX et al. (1978):

$$r = \frac{\sum (y_i - \bar{y}) \cdot (f_i - \bar{f})}{\sqrt{\sum (y_i - \bar{y})^2} \cdot \sqrt{\sum (f_i - \bar{f})^2}} \quad (20)$$

Nessa expressão, y_i é o valor do dado experimental, \bar{y} é a média dos dados experimentais, f_i é o valor obtido pela função ajustada e \bar{f} é a média dos valores obtidos pela função ajustada.

3.8.2. Aplicação de modelo matemático multiparamétrico para escoamento não ideal aos dados experimentais

Este modelo matemático foi proposto por REBHUN & ARGAMAN (1965), para o estudo de tanques de sedimentação, e sua aplicação foi estendida para outros equipamentos por HUDSON (1981). PIRES & RIBEIRO (1991) aplicaram este modelo a dados experimentais de ensaio de hidrodinâmica em reator UASB de bancada. O modelo é de múltiplos parâmetros e permite avaliar as frações do reator com escoamento pistonado (p), com mistura completa ($1-p$) e com espaço morto (m). Segundo este modelo o escoamento no reator é descrito pela equação:

$$1 - F(t) = \exp\left[-\frac{1}{(1-p)(1-m)}\right] \left[\frac{t}{TDH} - p(1-m)\right], \text{ sendo:} \quad (21)$$

$$F(t) = \int_0^t C_\theta \cdot dt, \text{ para entrada do traçador em pulso;}$$

$F(t)$ - fração do traçador que saiu no efluente até o tempo t ; $[1 - F(t)]$ - fração do

traçador que permaneceu no reator até o tempo t ; C_0 - concentração normalizada (c/C_0); c - concentração do traçador no efluente num dado tempo de ensaio (t); C_0 - concentração média do traçador, ou seja, a massa de traçador injetada dividida pelo volume do reator; t - tempo de ensaio no instante da leitura da concentração do traçador no efluente e TDH - tempo de detenção hidráulico teórico.

Este modelo permite solução gráfica, a qual foi descrita com detalhes por HUDSON (1981) e utilizada para os dados experimentais do ensaio com traçador neste trabalho.

3.9. Operações de manutenção das unidades experimentais

A vazão do afluente era monitorada diariamente, no mínimo uma vez, utilizando-se proveta e cronômetro, fazendo-se a medida na mangueira de alimentação numa conexão próxima à entrada do reator. As bombas peristálticas utilizadas para recalque do afluente apresentavam boa precisão uma vez ajustadas para a vazão desejada. Porém, como tratava-se de afluente com altas concentrações de SST, existiam problemas de incrustações nas mangueiras, de sólidos e bactérias fotossintetizantes, os quais agravavam-se com os aumentos das vazões e dos SST do afluente, exigindo controle mais freqüente da vazão e cuidados periódicos de desentupimento e troca das mangueiras.

Os recipientes de armazenamento dos afluentes eram lavados em dias alternados, juntamente, com o reabastecimento de substrato de alimentação dos reatores.

Quando os reatores eram operados com TDH baixos e menores concentrações de SST, a superfície líquida no sedimentador permanecia ausente de sólidos, mas proliferavam-se com abundância larvas de mosquitos, as quais chegavam a atingir a câmara e as mangueiras de gás, exigindo sua retirada freqüente do sedimentador, visto que algumas vezes saiam junto com o efluente durante a tomada de amostras e também porque aumentando sua presença na mangueira de gás poderiam causar entupimentos.

Com a diminuição do TDH e aumento da concentração de SST do afluente formavam-se, inicialmente, películas esbranquiçadas finas que chegavam a

tomar toda superfície do sedimentador. A medida que novas fases, com a aplicação de cargas orgânicas mais altas, eram impostas, a formação de película aumentava, com camadas mais espessas compostas por sólidos finos e grânulos flotados, estendendo-se também à câmara de gás, provocando entupimentos freqüentes na saída de gás na fase final do experimento (SST de 1500 e 2000 mg.l⁻¹ no afluente, TDH = 12 h e T = 25 e 30°C). Isto exigia a retirada freqüente da película do sedimentador para evitar entupimentos e prejuízos na qualidade do efluente e também desconexão da mangueira de saída do gás para desentupimentos e injeção de água sob pressão para rompimento da película e para desfazer-se a espuma na câmara de gás.

O sistema de coleta de efluente do reator composto por tubos submersos no sedimentador e conectados a uma canaleta, propiciava a sedimentação e o acúmulo de sólidos finos no fundo da mesma. Estes sólidos eram retirados, periodicamente, com o auxílio de uma pipeta.

Sólidos finos que alcançavam o sedimentador algumas vezes ficavam presos nas paredes e com o aumento do seu volume desciam e acumulavam-se na entrada do sedimentador. Neste caso, durante o descarte periódico de lodo da manta, com a agitação promovida, estes sólidos retornavam para a zona de reação e também eram descartados.

A leitura da altura da manta de lodo era feita através das faces de acrílico do reator. Porém, em alguns momentos isto não foi possível devido à formação de uma película escura composta, aparentemente, por sólidos finos e, no início do experimento, quando as faces dos reatores não foram protegidas da luz, por bactérias fotossintetizantes. Este fato, obrigava a retirada dessa película numa pequena área, de tal forma que possibilitasse a medida. Para tanto, introduzia-se um fio de arame através do sedimentador e efetuava-se a limpeza.

Na fase 2 do experimento, quando foi instalado o controle de temperatura, houve necessidade de várias calibrações em dias com variações acentuadas da temperatura ambiente. Isto ocorria em virtude de que o ajuste era feito manualmente e a verificação através de termômetro de máxima e mínima. Estes procedimentos ocasionavam algumas oscilações nas leituras diárias da temperatura da cabine dos reatores.

4. RESULTADOS

A denominação a ser adotada neste item para identificar as condições de operação dos reatores UASB será aquela definida na Tabela 9, ou seja, para o período no qual os reatores foram alimentados com águas residuárias de suinocultura com SST de 500 e 1000 mg.l⁻¹ a identificação será reator 1 na fase 1 e reator 2 na fase 1, respectivamente, e para alimentação com SST de 1500 e 2000 mg.l⁻¹, respectivamente, reator 1 na fase 2 e reator 2 na fase 2.

4.1. Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos não metálicos nos afluentes, efluentes e biogás.

As variações observadas nos valores médios das variáveis analisadas nos afluentes, dentro de cada fase, podem ser atribuídas às alterações na composição das águas residuárias, em virtude das mudanças nas características do esterco de suínos bruto coletado ao longo dos experimentos e também por causa das dificuldades na diluição do esterco nas concentrações desejadas.

A fase 1 e TDH de 30 h, com duração de 79 dias, incluiu o período de partida, considerado como os 40 dias iniciais (conforme será discutido no item 5.1), os quais foram excluídos para obtenção dos valores médios dos resultados apresentados nas tabelas referentes a esta fase e TDH. Isto porque determinariam valores de coeficientes de variação das médias (CV) muito altos, não refletindo o desempenho dos reatores nestas condições operacionais.

4.1.1. Temperaturas do ar, do afluente e do efluente.

Na Figura 10 estão ilustradas as leituras das temperaturas máxima e mínima do ar obtidas durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

No início da fase 1, na partida, quando os reatores foram operados com TDH de 30 h (0 a 79 dias), observaram-se com frequência temperaturas máximas na faixa de 20 a 25°C e mínimas de 15 a 20°C. Nos períodos seguintes, durante a operação com TDH de 20 h (79 a 114 dias) e 12 h (114 a 152 dias), as temperaturas máximas situaram-se acima de 25°C, predominantemente próximas a 30°C, e as mínimas variaram na faixa de 20 a 25°C. No início da operação com TDH de 8 h (152 a 209 dias) observou-se queda na temperatura, com as máximas e mínimas variando na faixa de 20 a 25°C e em seguida subindo para 25 a 30°C

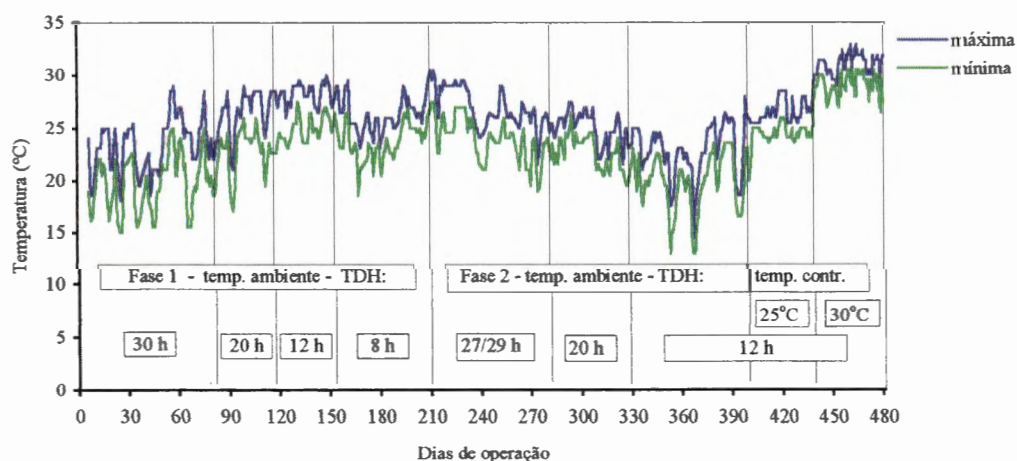


FIGURA 10. Leituras das temperaturas máxima e mínima do ar durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

Na fase 2, no período em que os reatores foram operados à temperatura ambiente, no início com TDH de 27/29 h (209 a 282 dias) e 20 h (282 a 329 dias) as temperaturas máximas permaneceram pouco superiores a 25°C e as mínimas na faixa de 20 a 25°C. No final do período com TDH de 20 h e durante o período com TDH de 12 h (329 a 399 dias) observou-se queda acentuada na

temperatura, com as máximas caindo para valores abaixo de 20°C e as mínimas abaixo de 15°C . Nos períodos seguintes, com TDH de 12 h, foi efetuado o controle da temperatura do ar, observando-se, conseqüentemente, que as máximas e mínimas situaram-se, inicialmente, ao redor de 25°C (399 a 439 dias) e posteriormente ao redor de 30°C (439 a 481 dias).

As temperaturas do afluente e efluente, nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2, variaram de maneira semelhante a temperatura do ar, conforme pode ser observado na Figura 11. Somente no período correspondente à fase 2, no qual a temperatura do ar foi controlada, em torno de 25 e 30°C , na cabine onde se encontravam os reatores, verificaram-se diferenças acentuadas entre as temperaturas do afluente e efluente, pois o recipiente com o afluente não foi colocado na cabine.

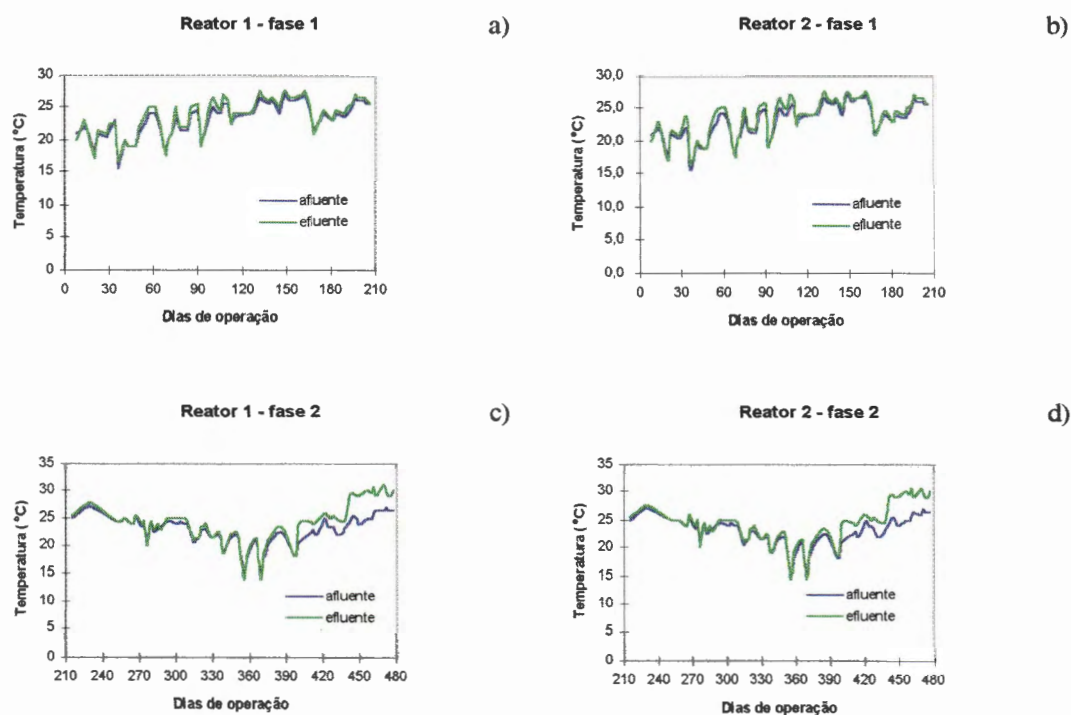


FIGURA 11. Leituras das temperaturas do afluente e efluente durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

Alguns comportamentos observados nas variáveis determinadas, durante a realização dos conjuntos de experimentos, estiveram intimamente

relacionados às alterações observadas na temperatura do ar, do afluente e do efluente, conforme será apresentado e discutido nos itens seguintes.

4.1.2. Demanda química de oxigênio (DQO)

Nas tabelas 13, 14, 15 e 16 estão apresentados os resultados médios e os coeficientes de variação (CV) da DQO total e dissolvida do afluente e efluente, eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV) em relação a DQO total e dissolvida, obtidos durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

Na tabela 13, referente ao reator 1 na fase 1, pode-se observar que a DQO total do afluente apresentou na média valores sempre próximos ao esperado de 1000 mg.l^{-1} e coeficiente de variação (CV) de 6,3 a 12,8%. A DQO dissolvida do afluente decresceu na média de 351 para 281 mg.l^{-1} . Verificou-se que a DQO devido à fração de sólidos suspensos (SS), cujo valor é igual a: DQO total - DQO dissolvida, correspondeu na média de 66 a 74% da DQO total afluente.

Para TDH de 30, 20 e 12 h a DQO total do efluente permaneceu, na média, relativamente constante próxima a 100 mg.l^{-1} , resultando, conseqüentemente, em eficiências de remoção em torno de 90%. A DQO dissolvida do efluente, como a do afluente, decresceu na média de 75 para 58 mg.l^{-1} , mas mantendo eficiência de remoção média próxima a 80%.

Com a diminuição do TDH para 8 h, observou-se queda na eficiência média de remoção, tanto da DQO total quanto da dissolvida, para valores de 85 e 72%, respectivamente.

A DQO devido à fração de SS no efluente correspondeu na média a 29, 30, 44 e 51% da DQO total, respectivamente, para TDH de 30, 20, 12 e 8 h.

Na fase 1, para o reator 1, a TCOV variou na média de 0,82 a $3,23 \text{ kg DQO total.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e 0,28 a $0,84 \text{ kg DQO dissolvida.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. Estes valores de TCOV não foram limitantes para obtenção de altas eficiências de remoção de DQO total (superiores a 85%).

TABELA 13. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da DQO total e dissolvida do afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), em relação à DQO total e dissolvida, obtidos durante a operação do reator 1 na fase 1, a temperatura ambiente.

TDH (h)	DQO total (mg.l ⁻¹)			DQO dissolvida (mg.l ⁻¹)			TCOV (kg DQO*.m ⁻³ .d ⁻¹)	
	a	e	E(%)	a	e	E (%)	*total	*dissolv.
30 ^a	1025	106	90	351 ^e	75 ^e	81	0,82	0,28
20 ^b	952	102	89	306	71	77	1,14	0,37
12 ^c	976	103	90	281	58	79	1,95	0,56
8 ^d	1078	162	85	281	79	72	3,23	0,84
C 30	9,8	12,4	1,4	9,8	7,8	5,2	9,4	9,8
V 20	11,1	18,4	1,9	13,8	17,0	4,9	11,1	13,8
(%) 12	6,3	14,8	1,7	13,0	13,0	3,3	6,3	13,0
8	12,8	16,9	2,0	18,4	19,1	4,1	12,8	18,4

a e b- média de 12 amostragens, c- média de 11 amostragens, d- média de 16 amostragens, e - média de 6 amostragens.

Na tabela 14, referente ao reator 2 na fase 1, constata-se que a DQO total do afluente apresentou, na média, valores sempre próximos ao esperado de 2000 mg.l⁻¹ e CV de 8,7 a 12,8%. A DQO dissolvida do afluente decresceu, na média, de 663 para 510 mg.l⁻¹, conforme foi observado no reator 1 na fase 1. Também verificou-se que a DQO devido à fração de SS correspondeu, na média, de 67 a 77% da DQO total afluente.

Nestas condições de operação, observaram-se eficiências de remoção de DQO total, na média, pouco inferiores ao reator 1 na fase 1, para TDH de 30 e 12 h. Porém, pode-se observar pequena queda de eficiência para TDH de 20 h (85%), em relação ao TDH de 30 h (88%) e a recuperação com TDH de 12 h (88%), devendo-se considerar que no período de operação com TDH de 20 h observaram-se variações mais acentuadas na temperatura ambiente (Figura 10).

O comportamento da DQO dissolvida do efluente foi semelhante ao reator 1 na fase 1, assim como as eficiências de remoção.

A diminuição do TDH para 8 h provocou queda acentuada na eficiência de remoção, tanto da DQO total, quanto da dissolvida, para valores de 81 e 73%, respectivamente. A queda para a DQO total foi mais acentuada que no reator 1 na fase 1, porém a TCOV aplicada foi em média de 6,58 kg DQO total.m⁻³.d⁻¹ e 1,53 kg DQO dissolvida.m⁻³.d⁻¹, praticamente o dobro dos valores aplicados no reator 1.

Assim como no reator 1 fase 1, a queda acentuada na remoção da DQO total no reator 2 fase 1 esteve associada ao aumento da DQO devido à fração de SS no efluente, que correspondeu na média a 46, 55, 55 e 67% da DQO total, respectivamente, para TDH de 30, 20, 12 e 8 h.

TABELA 14. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da DQO total e dissolvida do afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), em relação à DQO total e dissolvida, obtidos durante a operação do reator 2 na fase 1, à temperatura ambiente.

TDH (h)	DQO total (mg.l ⁻¹)			DQO dissolvida (mg.l ⁻¹)			TCOV (kg DQO*.m ⁻³ .d ⁻¹)	
	a	e	E(%)	a	e	E (%)	*total	*dissolv.
30 ^a	2025	252	88	663 ^e	135 ^e	81	1,63	0,53
20 ^b	1915	293	85	578	133	77	2,30	0,69
12 ^c	1959	246	88	521	112	79	3,92	1,04
8 ^d	2195	411	81	510	134	73	6,58	1,53
C 30	9,5	9,9	1,3	9,4	10,0	3,9	9,5	9,4
V 20	11,2	11,4	2,8	15,3	15,6	5,8	11,2	15,3
(%) 12	8,7	19,7	2,4	11,3	9,0	3,0	8,7	11,3
8	12,8	24,1	4,3	17,4	17,9	6,6	12,8	17,4

a e b- média de 12 amostragens, c-média de 11 amostragens, d- média de 16 amostragens, e - média de 6 amostragens.

Os valores de TCOV aplicadas no reator 2 na fase 1 não foram limitantes para obtenção de eficiências médias de remoção de DQO total superiores a 80%, porém provocaram, juntamente com os aumentos de TCH, diminuição da estabilidade do reator verificada por meio do aumento do CV da DQO

total do efluente e, concomitantemente, queda acentuada da eficiência de remoção para TDH de 8 h.

O aumento da concentração de DQO no afluente de 1000 para 2000 mg.l⁻¹ do reator 1 para o reator 2 na fase 1, já evidenciou seu efeito, por meio da queda da remoção de DQO total e sua intensificação para as condições mais críticas impostas (TDH de 8 h).

Na Tabela 15, referente ao reator 1 na fase 2, observa-se que a DQO total do afluente apresentou, na média, valores sempre próximos ao esperado de 3000 mg.l⁻¹ e CV de 3,3 a 13%. A DQO dissolvida do afluente aumentou, na média, de 612 até 770 mg.l⁻¹. A DQO devido à fração de SS correspondeu, em média, de 73% a 80% da DQO total afluente.

Com relação à remoção de DQO total e dissolvida, observou-se queda, relativamente constante, com a diminuição do TDH (27, 20 e 12 h), com valores médios, respectivamente, de 92; 88 e 81%, e 79; 76 e 73%, com o reator operado à temperatura ambiente.

A participação da DQO devido à fração de SS aumentou de 46 para 57 e para 72% da DQO total do efluente, para os respectivos valores de TDH aplicados.

Nesta fase 2 a TCOV variou na média de 2,68 a 6,07 kg DQO total.m⁻³.d⁻¹ e de 0,54 a 1,23 kg DQO dissolvida.m⁻³.d⁻¹, praticamente a mesma faixa abrangida com o reator 2 na fase 1, apresentando comportamento idêntico, com respeito a remoção de DQO, para as TCOV próximas, na faixa de 3,0 a 6,5 kg DQO total.m⁻³.d⁻¹, apesar de diferentes TCH aplicadas e concentrações de SS no afluente.

A operação com TDH de 12 h na fase 2, à temperatura ambiente, coincidiu com os meses de inverno (junho, julho e início de agosto), tendo-se registrado temperaturas baixas (Figuras 10 e 11), as quais também podem ter contribuído para a queda no desempenho dos reatores 1 e 2. Desta maneira, foram realizados ensaios com temperatura controlada a 25 e 30°C, para estudar o seu efeito, com os reatores na fase 2 operados com TDH de 12 h.

Observou-se para o reator 1 que o controle da temperatura a 25°C proporcionou pequena melhoria na eficiência média de remoção de DQO total e

dissolvida. O mesmo comportamento foi observado à temperatura de 30°C, com relação à eficiência média de remoção de DQO total e valores idênticos a operação à temperatura ambiente para a eficiência média de remoção de DQO dissolvida.

TABELA 15. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da DQO total e dissolvida do afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), em relação à DQO total e dissolvida, obtidos durante a operação do reator 1 na fase 2, a temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

TDH (h)	DQO total (mg.l ⁻¹)			DQO dissolvida (mg.l ⁻¹)			TCOV (kg DQO*.m ⁻³ .d ⁻¹)	
	a	e	E(%)	a	e	E(%)	*total	*dissolv.
27 ^a	3015	243	92	612	131	79	2,68	0,54
20 ^b	2820	350	88	622	151	76	3,38	0,75
12 ^c	3036	578	81	614	164	73	6,07	1,23
12 ^d	2932	528	82	770	191	75	5,86	1,54
12 ^e	2812	440	84	751	207	73	5,72	1,50
27 ^a	10,4	20,9	1,2	14,8	20,0	3,6	10,4	14,8
C 20 ^b	13,0	16,3	2,4	11,5	10,7	3,7	13,0	11,5
V 12 ^c	9,8	15,4	4,6	13,4	13,5	3,7	9,8	13,4
(%) 12 ^d	5,4	19,6	4,6	10,5	14,6	4,3	5,4	10,5
12 ^e	3,3	8,7	1,6	9,0	10,7	2,6	3,3	9,0

a - média de 14 amostragens; b - média de 15 amostragens; c - média de 16 amostragens; d - média de 12 amostragens; e - média de 13 amostragens.

a, b, c - operação a temperatura ambiente; d - operação a temperatura controlada de 25°C; e - operação a temperatura controlada de 30°C.

A participação da DQO devido à fração de SS na DQO total efluente, diminuiu na média de 72 para 64 e para 53%, respectivamente, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

Na Tabela 16, referente ao reator 2 na fase 2, observa-se que a DQO total afluente variou na média de 3544 a 4013 mg.l⁻¹, valores próximos ao esperado de 4000 mg.l⁻¹, com CV de 5,1 a 12,4%. A DQO dissolvida aumentou, na

média, de 962 a 1198 mg.l⁻¹, comportamento idêntico ao do reator 1 na fase 2. A DQO devido a SS correspondeu, em média, de 69 a 78% da DQO total afluente.

TABELA 16. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da DQO total e dissolvida do afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), em relação à DQO total e dissolvida, obtidos durante a operação do reator 2 na fase 2, em condições de temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

TDH (h)	DQO total (mg.l ⁻¹)			DQO dissolvida (mg.l ⁻¹)			TCOV (kg.DQO*.m ⁻³ .d ⁻¹)	
	a	e	E(%)	a	e	E(%)	*total	*dissolv.
29 ^a	3971	389	90	962	174	82	3,27	0,80
20 ^b	3544	461	87	902	180	80	4,25	1,80
12 ^c	4013	1004	75	890	203	77	8,03	1,78
12 ^d	3832	566	85	1198	208	82	7,66	2,40
12 ^e	3709	473	87	1146	221	81	7,42	2,29
29 ^a	12,4	13,5	1,0	20,6	19,2	1,4	12,4	20,6
C 20 ^b	10,2	12,5	1,8	9,4	13,6	2,7	10,2	9,4
V 12 ^c	9,0	18,6	6,6	12,7	8,7	3,6	9,0	12,7
(%) 12 ^d	6,1	16,1	3,6	17,0	12,6	3,5	6,1	17,0
12 ^e	5,1	22,2	3,1	10,4	7,4	2,7	5,1	10,4

a - média de 14 amostragens; b - média de 15 amostragens; c - média de 16 amostragens; d - média de 12 amostragens; e - média de 13 amostragens.

a, b, c - operação à temperatura ambiente; d - operação à temperatura controlada a 25°C; e - operação à temperatura controlada a 30°C.

A remoção média de DQO sofreu um pequeno decréscimo de 90 para 87%, com a alteração do TDH de 29 para 20 h e queda acentuada para 75%, com a diminuição do TDH para 12 h, à temperatura ambiente. A remoção média de DQO dissolvida decresceu constantemente de 82 para 80 e para 77% para os mesmos TDH, respectivamente.

A participação da DQO devido à fração de SS aumentou de 55 para 61 e para 80% da DQO total efluente a medida que o TDH foi diminuído.

O reator 2 na fase 2, operado à temperatura ambiente, foi submetido a TCOV média de 3,27 a 8,03 kg DQO total.m⁻³.d⁻¹ e de 0,80 a 1,78 kg DQO dissolvida.m⁻³.d⁻¹. Apresentou, na faixa de 3,27 a 4,25 kg DQO total.m⁻³.d⁻¹, comportamento semelhante ao reator 2 na fase 1 e reator 1 na fase 2, com relação à eficiência de remoção de DQO total. Porém, quando foi aplicada TCOV média de 8,03 kg DQO total.m⁻³.d⁻¹ a eficiência decresceu significativamente, atingindo a menor média verificada nos experimentos.

Com a operação à temperatura controlada a 25°C, observou-se no reator 2 na fase 2, aumento na eficiência média de remoção de DQO total e dissolvida, respectivamente, de 75 para 85% e de 77 para 82%, em relação à operação à temperatura ambiente. Já com a temperatura controlada a 30°C, para a DQO total, o aumento foi bem menor (para 87%) e para a DQO dissolvida a eficiência diminuiu para 81%.

Com relação à DQO devido à fração de SS, sua participação diminuiu de 80 para 63 e para 53% da DQO total efluente, respectivamente, para temperatura ambiente, e controlada a 25 e 30°C.

4.1.3. Sólidos suspensos (SS)

Nas Tabelas 17, 18, 19 e 20 estão apresentados os resultados médios e os coeficientes de variação (CV) das concentrações de SST, SSV, eficiência de remoção (E) de SST e SSV e taxa de carregamento de sólidos (TCS) em relação à concentração de SSV, obtidos durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

As eficiências de remoção de SST e SSV foram praticamente idênticas no conjunto dos experimentos. Assim no texto a referência será feita a eficiência de remoção de sólidos suspensos (SS).

O CV da concentração de SST e SSV no efluente no conjunto dos experimentos variou de 15,5 a 36,0%, valores relativamente altos que podem ser atribuídos à imprecisão da metodologia de análise utilizada para as faixas de concentrações de SS encontradas e também às variações intrínsecas do parâmetro no processo.

Na Tabela 17, referente ao reator 1 na fase 1, pode-se observar que as concentrações de SST no afluente apresentaram na média valores sempre próximos ao esperado de 500 mg.l^{-1} e CV de 10,3 a 14,1%. A concentração de SSV representou em média de 85 a 87% da concentração de SST do afluente.

Para TDH de 30, 20 e 12 h, as eficiências de remoção de SS praticamente não variaram, apresentando valores de 94 a 95%. A diminuição de TDH para 8 h provocou queda para 88%.

A relação SSV/SST no efluente apresentou valores de 86, 86, 93 e 91%, respectivamente, para TDH de 30, 20, 12 e 8 h. Tal aumento na porcentagem de SSV no efluente pode ser atribuído ao aumento na participação de lodo biológico pouco estabilizado nos sólidos arrastados, com a diminuição do TDH.

TABELA 17. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de SST, SSV no afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção (E) e taxa de carregamento de sólidos (TCS), em relação à concentração de SSV, obtidos durante a operação do reator 1 na fase 1, à temperatura ambiente.

TDH (h)	SST (mg.l^{-1})			SSV (mg.l^{-1})			TCS ($\text{kg SSV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$)
	a	e	E(%)	a	e	E(%)	
30 ^a	528	28	95	450	24	95	0,36
20 ^b	476	22	95	401	19	95	0,48
12 ^c	468	27	94	394	25	94	0,79
8 ^d	467	56	88	407	51	88	1,22
C	30	10,3	26,3	1,2	11,7	26,5	1,0
V	20	11,5	30,8	1,4	13,5	27,8	1,4
(%)	12	14,1	30,3	2,0	7,2	30,2	1,9
	8	13,1	26,6	3,3	14,8	27,3	3,1

a e b - média de 12 amostragens; c - média de 11 amostragens; d - média de 16 amostragens.

Na Tabela 18, referente ao reator 2 na fase 1, pode-se observar que as concentrações de SST no afluente apresentaram na média valores ao redor do

esperado de 1000 mg.l^{-1} e CV de 6,0 a 13,4%. A concentração de SSV representou em média de 84 a 88% da concentração de SST do afluente.

Acompanhando o comportamento da DQO e em virtude da mesma justificativa para estas condições, observou-se queda de eficiência de remoção de SS de 92 para 88% com TDH de 30 e 20 h, respectivamente, e recuperação para 91% com TDH de 12 h. Com TDH de 8 h a queda foi mais acentuada (para 82%) que no reator 1 fase 1.

A relação SSV/SST no efluente variou de 85 a 88%, valores estes semelhantes aos do afluente, devendo estar relacionado à presença de sólidos não estabilizados do afluente no efluente.

TABELA 18. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de SST, SSV no afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção (E) e taxa de carregamento de sólidos (TCS), em relação à concentração SSV, obtidos durante a operação do reator 2 na fase 1, à temperatura ambiente.

TDH (h)	SST (mg.l^{-1})			SSV (mg.l^{-1})			TCS ($\text{kg SSV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$)
	a	e	E(%)	a	e	E(%)	
30 ^a	1081	85	92	912	72	92	0,73
20 ^b	1000	118	88	838	100	88	1,01
12 ^c	926	86	91	796	76	91	1,59
8 ^d	951	177	82	832	151	82	2,50
C 30	10,8	24,0	1,7	11,9	22,7	1,8	11,9
V 20	9,2	22,0	3,3	10,2	23,0	3,5	10,2
(%) 12	6,0	36,0	3,6	7,3	33,8	3,3	7,3
8	13,4	31,7	6,7	15,1	31,6	6,1	15,1

a e b - média de 12 amostragens; c - média de 11 amostragens; d - média de 16 amostragens.

Na Tabela 19, referente ao reator 1 na fase 2, pode-se observar que as concentrações dos SST no afluente apresentaram, na média, valores em torno

ao esperado de 1500 mg.l⁻¹ e CV de 5,4 a 13,9%. A concentração de SSV representou, em média, de 83 a 88% da concentração de SST do afluente.

A eficiência de remoção de SS diminuiu de 95 para 90 e 81%, respectivamente, para TDH de 27, 20 e 12 h, a temperatura ambiente.

Considerando-se os valores correspondentes de TCS, observa-se que as remoções de SS no reator 1 na fase 2, foram bastante próximas às dos reatores 1 e 2 na fase 1, exceção para TDH = 8 h no reator 1 na fase 1.

TABELA 19. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de SST, SSV no afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento de sólidos (TCS), em relação à concentração de SSV, obtidos durante a operação do reator 1 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

TDH (h)	SST (mg.l ⁻¹)			SSV (mg.l ⁻¹)			TCS (kg SSV.m ⁻³ .d ⁻¹)
	a	e	E(%)	a	e	E(%)	
27 ^a	1630	82	95	1369	70	95	1,25
20 ^b	1431	146	90	1190	124	90	1,43
12 ^c	1375	260	81	1216	233	81	2,43
12 ^d	1493	232	84	1265	195	85	2,53
12 ^e	1435	167	88	1225	147	88	2,45
30 ^a	13,4	27,9	1,0	11,7	28,8	1,1	11,7
C 20 ^b	13,9	21,0	2,8	10,3	23,6	3,1	10,3
V 12 ^c	9,4	25,3	7,4	8,6	27,0	7,8	8,6
(%) 12 ^d	10,9	24,8	5,4	5,7	26,7	5,4	5,7
12 ^e	5,4	23,3	2,8	6,1	22,1	3,0	6,1

a - média de 14 amostragens; b - média de 15 amostragens; c - média de 16 amostragens; d - média de 12 amostragens; e - média de 13 amostragens.

a, b, c - operação à temperatura ambiente; d - operação à temperatura controlada a 25°C; e - operação à temperatura controlada a 30°C.

A relação SSV/SST no efluente apresentou valores de 85, 85 e 90%, respectivamente, para TDH de 27, 20 e 12 h e operação à temperatura ambiente, comportamento semelhante ao observado no reator 1 na fase 1. Com o

aumento e controle da temperatura a 25 e 30°C estes valores diminuiram, respectivamente, para 84 e 88%.

O controle da temperatura a 25 e 30°C, no reator 1 na fase 2, com TDH de 12 h, proporcionou aumentos na eficiência de remoção de SS, respectivamente, para 85 e 88%, demonstrando efeito pouco mais acentuado do que sobre a remoção de DQO.

Na Tabela 20, referente ao reator 2 na fase 2, observa-se que as concentrações de SST no afluente apresentaram, na média, valores em torno ao esperado de 2000 mg.l⁻¹ e CV de 4,4 a 16,3%. A concentração de SSV representou, em média, de 82 a 87% da concentração de SST do afluente.

TABELA 20. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de SST, SSV no afluente (a) e efluente (e), eficiência de remoção (E) e taxa de carregamento de sólidos (TCS), em relação à concentração de SSV, obtidos durante a operação do reator 2 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

TDH (h)	SST (mg.l ⁻¹)			SSV (mg.l ⁻¹)			TCS (kg SSV.m ⁻³ .d ⁻¹)
	a	e	E(%)	a	e	E(%)	
29 ^a	2274	157	93	1906	134	93	1,53
20 ^b	1889	198	89	1553	168	89	1,86
12 ^c	1910	440	77	1657	394	76	3,31
12 ^d	1978	218	89	1665	185	89	3,33
12 ^e	1993	173	91	1685	150	91	3,37
30 ^a	16,3	18,5	1,0	15,1	19,6	1,3	15,1
C 20 ^b	9,9	15,5	2,5	7,6	17,5	2,4	7,6
V 12 ^c	7,9	23,1	7,8	7,3	24,1	8,1	7,3
(%) 12 ^d	9,4	20,1	3,0	8,3	22,7	3,2	8,3
12 ^e	4,4	30,4	2,7	4,5	31,5	3,0	4,5

a - média de 14 amostragens; b - média de 15 amostragens; c - média de 16 amostragens; d - média de 12 amostragens; e - média de 13 amostragens.

a, b, c - operação à temperatura ambiente; d - operação à temperatura controlada a 25°C; e - operação à temperatura controlada a 30°C.

A eficiência de remoção de SS decresceu de 93% com TDH de 29 h para 89% com TDH de 20 h. A queda mais acentuada foi para TDH de 12 h atingindo 76%.

A relação SSV/SST do efluente apresentou valores de 85, 85 e 90%, respectivamente, para TDH de 29, 20 e 12 h e operação à temperatura ambiente, comportamento semelhante ao observado no reator 1 nas fases 1 e 2. Com o aumento e controle da temperatura a 25 e 30°C, estes valores diminuíram, respectivamente, para 85 e 87%.

Nesta fase, o efeito do controle da temperatura sobre a eficiência de remoção de SS foi bem maior, aumentando de 76% a temperatura ambiente para 89 e 91%, respectivamente, a temperatura controlada a 25 e 30°C. Assim como aconteceu para DQO, o grande acréscimo foi obtido com o aumento da temperatura a 25°C.

No conjunto dos experimentos, com relação aos SS, o comportamento foi semelhante ao da DQO total.

Isto está associado à constatação de que na água residuária estudada a DQO devido à fração de SS representou de 60 a 80% da DQO total.

O controle da temperatura aumentou acentuadamente a eficiência de remoção de SS, principalmente para o reator 2 na fase 2, ou seja, para as maiores concentrações de SS (em torno de 2000 mg.l⁻¹) estudadas. O efeito do controle de temperatura foi maior sobre a remoção de SS do que sobre a remoção da DQO dissolvida e, conseqüentemente, foi o que mais afetou a remoção da DQO total.

4.1.4. Produção de metano (CH₄)

Nas Tabelas 21, 22, 23 e 24 estão apresentados os resultados médios e os coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH₄ obtidos durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

No reator 1 na fase 1 (Tabela 21) a porcentagem de CH₄ no biogás manteve-se bastante estável, na faixa de 79 a 82%, com CV de 1,0 a 5,9%, para os diferentes TDH (30, 20, 12 e 8 h).

As produções diária e, conseqüentemente, a volumétrica aumentaram com a diminuição do TDH, variando de 0,759 a 3,243 l CH₄.d⁻¹ e 0,072 a 0,309 l CH₄.(l reator.d)⁻¹, respectivamente.

As produções específicas apresentaram valores máximos de 0,113 l CH₄.(g DQO total adicionada)⁻¹ e 0,128 l CH₄.(g DQO total removida)⁻¹, para TDH de 20 h, e valores mínimos de 0,090 l CH₄.(g DQO total adicionada)⁻¹ e 0,101 l CH₄.(g DQO total removida)⁻¹, para TDH de 30 h. Os CV das médias apresentadas para as produções diária e volumétrica de CH₄ foram sempre superiores a 10%, valor este considerado limite para reatores operados em condições de equilíbrio (BOLTE et al., 1986), e atingiram valores de até 22,2%, podendo sugerir que houve variações acentuadas. Porém deve-se considerar que nestas médias estão incluídos valores medidos durante períodos nos quais houve causas de instabilidade no reator, como o descarte de lodo da manta, as mudanças de TDH e variações bruscas na temperatura ambiente.

TABELA 21. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH₄ obtidas durante a operação do reator 1 na fase 1, à temperatura ambiente.

TDH	CH ₄	Produção diária [@]	Produção volumétrica [@]	Produção específica [@]	
				(l CH ₄ .(g DQO total *) ⁻¹)	
(h)	(%)	(l CH ₄ .d ⁻¹)	(l CH ₄ .(l reator.d) ⁻¹)	* adicionada	* removida
30	79	0,759	0,072	0,090	0,101
20	80	1,349	0,129	0,113	0,128
12	82	1,985	0,189	0,097	0,109
8	81	3,243	0,309	0,095	0,112
C	30	5,9	19,5	25,7	26,2
V	20	1,0	22,2	25,1	26,3
(%)	12	1,0	12,8	11,4	11,2
	8	2,4	21,6	18,1	18,4

@ - valores corrigidos para as CNTP (0°C e 1 atm)

Na Tabela 22, referente ao reator 2 na fase 1, pode-se observar que a porcentagem de CH₄ no biogás variou de 79 a 84%, aumentando com a diminuição do TDH, com o CV apresentando valores baixos de 0,6 a 5,3%.

Também, as produções diária e volumétrica apresentaram a mesma tendência, aumentando de 1,764 até 8,242 l CH₄.d⁻¹ e de 0,168 até 0,785 l CH₄.(l reator. d)⁻¹, respectivamente, para TDH de 30 e 8 h.

As produções específicas foram máximas para TDH de 20 h, atingindo valores de 0,133 l CH₄.(g DQO total adicionada)⁻¹ e 0,158 l CH₄.(g DQO total removida)⁻¹, e mínimas para TDH de 30 h, com valores de 0,102 l CH₄.(g DQO total adicionada)⁻¹ e 0,116 l CH₄.(g DQO total removida)⁻¹. O comportamento dos CV das médias das produções de CH₄ foi semelhante ao do reator 1 na fase 1.

TABELA 22. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH₄ obtidas durante a operação do reator 2 na fase 1, à temperatura ambiente.

TDH	CH ₄	Produção diária [@]	Produção volumétrica [@]	Produção específica [@]	
				(l CH ₄ .(g DQO total *) ⁻¹)	
(h)	(%)	(l CH ₄ .d ⁻¹)	(l CH ₄ .(l reator. d) ⁻¹)	*adicionada	*removida
30	79	1,764	0,168	0,102	0,116
20	82	3,170	0,302	0,133	0,158
12	83	4,772	0,454	0,118	0,137
8	84	8,242	0,785	0,117	0,145
C	30	5,3	21,3	24,8	25,5
V	20	1,8	18,9	22,5	24,4
(%)	12	0,6	18,8	19,7	17,7
	8	1,9	20,3	14,9	16,7

@ - valores corrigidos para a CNTP (0°C e 1 atm)

No reator 1 na fase 2 (Tabela 23) a porcentagem de CH₄ no biogás permaneceu entre 81 e 82%, com CV baixo, de 2,2 a 3,6%, para todos os TDH, não tendo sido verificado efeito da queda nem do controle da temperatura.

TABELA 23. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH₄ obtidas durante a operação do reator 1 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

TDH	CH ₄	Produção diária [@]	Produção volumétrica [@]	Produção específica [@]	
				(l CH ₄ .(g DQO total *) ⁻¹)	
(h)	(%)	(l CH ₄ .d ⁻¹)	(l CH ₄ .(l reator.d) ⁻¹)	*adicionada	*removida
27 ^a	82	3,163	0,301	0,113	0,124
20 ^a	81	4,293	0,409	0,123	0,142
12 ^a	82	6,104	0,581	0,098	0,123
12 ^b	81	7,358	0,701	0,120	0,148
12 ^c	81	7,690	0,732	0,130	0,153
27 ^a	3,4		19,7	23,3	19,4
C	20 ^a	2,2	19,3	21,3	22,5
V	12 ^a	3,6	23,3	26,6	27,9
(%)	12 ^b	2,2	9,4	8,9	11,2
	12 ^c	2,2	10,4	11,1	11,3

@ - valores corrigidos para a CNTP (0°C e 1 atm)

a - operação à temperatura ambiente, b - operação à temperatura controlada a 25°C,

c - operação à temperatura controlada a 30°C.

As produções diária e, conseqüentemente, a volumétrica, aumentaram com a diminuição do TDH, variando de 3,163 a 6,104 l CH₄.d⁻¹ e de 0,301 a 0,581 l CH₄.(l reator.d)⁻¹, para TDH de 27 e 12 h, respectivamente, à temperatura ambiente. A queda de temperatura observada quando o reator foi operado com TDH de 12 h, à temperatura ambiente, aparentemente também não afetou a tendência de aumento médio das produções diária e volumétrica de CH₄ com a diminuição do TDH.

Já o controle da temperatura a 25 e 30°C proporcionou

aumento para 7,358 e 7,690 l CH₄.d⁻¹ e 0,701 e 0,732 l CH₄.(l reator.d)⁻¹, respectivamente, além de diminuir o CV da faixa de 19,3 a 23,3% para 9,4 e 10,4%, portanto tendo aumentado a estabilidade do reator com relação a produção de CH₄, conforme a consideração de BOLTE et al. (1986), citada anteriormente.

Para as produções específicas, a temperatura ambiente, os valores máximos foram 0,123 l CH₄.(g DQO total adicionada)⁻¹ e 0,142 l CH₄.(g DQO total removida)⁻¹ com TDH de 20 h, e mínimos 0,098 l CH₄.(g DQO total adicionada)⁻¹ e 0,123 l CH₄.(g DQO total removida)⁻¹ com TDH de 12 h, podendo ter havido efeito da queda de temperatura, verificada neste período de operação, associado a diminuição do TDH (consequente aumento da TCOV).

O controle da temperatura, com TDH de 12 h, proporcionou valores superiores ao máximo verificado a temperatura ambiente, sendo os maiores de 0,130 l CH₄.(g DQO total adicionada)⁻¹ e 0,153 l CH₄.(g DQO total removida)⁻¹, para temperatura controlada a 30°C, e também diminuição acentuada no CV, como reflexo do ocorrido com a produção diária de CH₄.

Na Tabela 24, referente ao reator 2 na fase 2, pode-se observar que a porcentagem de CH₄ variou pouco, tanto para a temperatura ambiente quanto para a controlada, nos diferentes TDH, apresentando valores de 78 a 81% e CV baixo de 1,4 a 4,2%.

As produções diária e, conseqüentemente, a volumétrica, a temperatura ambiente, aumentaram de 4,196 a 7,067 l CH₄.d⁻¹ e de 0,400 a 0,673 l CH₄.(l reator. d)⁻¹, respectivamente, com a diminuição do TDH de 29 para 12 h.

O controle da temperatura a 25 e 30°C, com TDH de 12 h, manteve a tendência de aumento, atingindo valores de 9,770 e 12,081 l CH₄.d⁻¹ e 0,931 e 1,151 l CH₄.(l reator.d)⁻¹, respectivamente, além de diminuir o CV de 17,0 a 23,1% para 12,4 e 13,4%, como no reator 1 na fase 2.

As produções específicas, a temperatura ambiente, apresentaram valores máximos de 0,125 l CH₄.(g DQO total adicionada)⁻¹ e 0,139 l CH₄.(g DQO total removida)⁻¹ para TDH de 29 h, e mínimos de 0,086 l CH₄.(g DQO total adicionada)⁻¹ e 0,115 l CH₄.(g DQO total removida)⁻¹ para TDH de 12 h.

Com o controle da temperatura a 25 e 30°C, para TDH de 12 h, os valores aumentaram para 0,123 e 0,156 l CH₄.(g DQO total adicionada)⁻¹ e para 0,146 e 0,179 l CH₄.(g DQO total removida)⁻¹, respectivamente, e o CV diminuiu da faixa de 19,4 a 27,5% para 17,7 e 12,9%.

TABELA 24. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH₄ obtidas durante a operação do reator 2 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

TDH	CH ₄	Produção diária [@]	Produção volumétrica [@]	Produção específica [@]	
				(l CH ₄ .(g DQO total *) ⁻¹)	
(h)	(%)	(l CH ₄ .d ⁻¹)	(l CH ₄ .(l _{reator} .d) ⁻¹)	*adicionada	*removida
29 ^a	81	4,196	0,400	0,125	0,139
20 ^a	78	5,263	0,501	0,119	0,137
12 ^a	79	7,067	0,673	0,086	0,115
12 ^b	80	9,770	0,931	0,123	0,146
12 ^c	80	12,081	1,151	0,156	0,179
	29 ^a	3,8	21,9	21,4	21,1
C	20 ^a	4,2	17,0	19,4	19,9
V	12 ^a	2,1	23,1	25,7	27,5
(%)	12 ^b	3,2	13,4	15,5	17,7
	12 ^c	1,4	12,5	13,5	12,9

@ - valores corrigidos para CNTP (0°C e 1 atm)

a - operação à temperatura ambiente, b - operação à temperatura controlada a 25°C,

c - operação à temperatura controlada a 30°C.

Em relação ao comportamento dos conjuntos de experimentos, observou-se que a porcentagem de CH₄ manteve-se com valores ao redor de 80%, variando de 79 a 84%. As produções diária e, conseqüentemente, a volumétrica sempre aumentaram com a diminuição do TDH (conseqüente aumento da TCOV), independentemente da concentração de SST do afluente, e com o aumento e controle da temperatura, sendo este efeito mais acentuado no reator 2 na fase 2. Além disso, o

controle da temperatura aumentou a estabilidade da produção de CH_4 , refletindo-se numa queda acentuada do CV.

Os maiores valores de produção específica de metano, a temperatura ambiente, foram observados para TDH de 20 h, na fase 1 para os reatores 1 e 2 e na fase 2 no reator 1, e para TDH de 29 h, na fase 2 no reator 2. O aumento e a maior estabilidade na produção diária de CH_4 , com o controle da temperatura, refletiu-se nas produções específicas, que atingiram os valores máximos.

4.1.5. Nitrogênio total, orgânico e amoniacal

Nas Tabelas 25, 26, 27 e 28 estão apresentados os valores médios e o coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.) e nitrogênio orgânico (N-org.) do afluente e efluente e das eficiências de remoção (E) de NTK e N-org., obtidos durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

Na fase 1 nos reatores 1 e 2, para TDH de 8 h, e na fase 2 nos reatores 1 e 2, para TDH de 27 e 29 h, respectivamente, não estão apresentados os valores de NTK, N-am. e N-org., porque em virtude de defeito no equipamento de destilação essas amostras ficaram muito tempo sob conservação e armazenamento e os valores obtidos da sua análise não puderam ser considerados.

No reator 1 na fase 1 (Tabela 25) observou-se que o NTK, N-am. e N-org. no afluente decresceram com a diminuição do TDH apresentando, respectivamente, os valores médios de 96,4 a 69,8 mg.l^{-1} , 22,4 a 15,8 mg.l^{-1} e 74,0 a 54,3 mg.l^{-1} .

No efluente o comportamento foi idêntico, com valores médios, respectivamente, de 76,4 a 57,9 mg.l^{-1} , 49,5 a 36,9 mg.l^{-1} e 26,8 a 21,0 mg.l^{-1} . Isto pode ser atribuído mais ao efeito das alterações na composição da água residuária afluente do que à diminuição do TDH, porque as remoções de NTK e de N-org. apresentaram pequeno decréscimo com a diminuição do TDH, em relação ao verificado para os valores médios das formas de N no efluente.

As remoções médias de NTK variaram somente de 18 a 20% apresentando CV muito alto, e de N-org. de 61 a 66%, com o menor valor para TDH

de 12 h e maior para TDH de 20 h.

No reator 2 na fase 1 (Tabela 26) observou-se que o NTK, N-am. e N-org. no afluente decresceram com a diminuição do TDH, apresentando, respectivamente, valores médios de 151,1 a 125,3 mg.l⁻¹, 39,6 a 31,7 mg.l⁻¹ e 111,5 a 92,5 mg.l⁻¹, comportamento idêntico ao reator 1 na fase 1.

TABELA 25. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) de NTK e N-org. durante a operação do reator 1 na fase 1, à temperatura ambiente.

TDH (h)	NTK (mg.l ⁻¹)			N-am. (mg.l ⁻¹)		N-org. (mg.l ⁻¹)		
	a	e	E(%)	a	e	a	e	E(%)
30 ^a	96,4	76,4	20	22,4	49,5	74,0	26,8	63
20 ^b	83,4	68,6	18	19,1	46,5	63,1	22,1	66
12 ^c	69,8	57,9	18	15,8	36,9	54,3	21,0	61
8 ^d	-	-	-	-	-	-	-	-
C 30	7,1	9,9	48,8	13,6	15,9	11,5	22,2	13,8
V 20	12,4	22,7	109,1	16,9	19,0	15,8	47,9	25,4
(%) 12	9,8	7,1	24,5	20,3	12,8	11,0	16,3	5,1
8	-	-	-	-	-	-	-	-

a - média de 12 amostragens, b - média de 12 amostragens, c - média de 11 amostragens, d - equipamento com defeito, não foram considerados os resultados das análises.

No efluente, o comportamento foi idêntico, com valores médios de 126,1 a 88,8 mg.l⁻¹, 84,7 a 67,4 mg.l⁻¹ e 41,3 a 21,3 mg.l⁻¹, respectivamente. Isto esteve associado às alterações na composição da água residuária afluente e também ao aumento verificado na remoção de N-org. com a diminuição do TDH. A amonificação do N-org. acarretou os maiores acréscimos nos valores médios de N-am. para TDH de 20 h, uma vez que em relação ao afluente estes cresceram 1,1; 1,4 e 1,1 vezes, respectivamente, para TDH de 30, 20 e 12 h.

As remoções médias de NTK e N-org. aumentaram com a

diminuição do TDH, variando de 16 a 29% e 62 a 74%, respectivamente. Observou-se que para TDH de 12 h a remoção de N-org. foi da mesma ordem que para TDH de 20 h, porém não resultou em acréscimo proporcional no valor médio de N-am., conduzindo ao maior valor de remoção de NTK. Conseqüentemente, maior quantidade de N-org. deve ter ficado retido na biomassa do reator com TDH de 12 h.

TABELA 26. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) de NTK e N-org. durante a operação do reator 2 na fase 1, à temperatura ambiente.

TDH (h)	NTK (mg.l ⁻¹)			N-am. (mg.l ⁻¹)		N-org. (mg.l ⁻¹)			
	a	e	E(%)	a	e	a	e	E(%)	
30 ^a	151,1	126,1	16	39,6	84,0	111,5	41,3	62	
20 ^b	135,4	113,4	18	36,0	84,7	99,4	28,7	73	
12 ^c	125,3	88,8	29	31,7	67,4	92,5	21,3	74	
8 ^d	-	-	-	-	-	-	-	-	
C	30	10,7	7,7	68,8	11,9	15,3	12,6	46,8	29,4
V	20	11,8	11,8	48,8	14,9	15,6	12,0	17,7	5,9
(%)	12	4,1	7,3	12,4	9,8	12,6	3,3	39,7	10,6
	8	-	-	-	-	-	-	-	-

a - média de 12 amostragens, b - média de 12 amostragens, c - média de 11 amostragens, d - equipamento com defeito, não foram considerados os resultados das análises.

No reator 1 na fase 2 (Tabela 27) observou-se que o NTK no afluente aumentou, na média, de 112,6 mg.l⁻¹, para TDH de 20 h, até 135,5 mg.l⁻¹, para TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C. No efluente, a tendência foi semelhante ao afluente, com os valores médios variando de 75,4 a 100,4 mg.l⁻¹. A remoção de NTK variou, na média, de 26 a 34%, apresentando menor valor para TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C e maior para TDH de 12 h e temperatura ambiente. Isto demonstrou uma tendência, nestas condições, de efeito negativo do aumento na temperatura sobre a remoção de NTK.

TABELA 27. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) de NTK e N-org. durante a operação do reator 1 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

TDH (h)	NTK (mg.l ⁻¹)			N-am. (mg.l ⁻¹)		N-org. (mg.l ⁻¹)		
	a	e	E(%)	a	e	a	e	E(%)
27 ^a	-	-	-	-	-	-	-	-
20 ^b	112,6	75,4	33	25,3	64,1	89,1	17,5	80
12 ^c	122,8	81,1	34	22,2	55,3	99,0	24,8	75
12 ^d	129,7	94,8	27	33,2	79,8	96,9	20,6	76
12 ^e	135,5	100,4	26	40,3	91,0	96,1	9,7	90
27 ^a	-	-	-	-	-	-	-	-
C 20 ^b	8,8	6,4	13,1	27,3	16,2	8,5	19,1	3,7
V 12 ^c	9,7	13,2	20,6	24,0	15,1	11,9	20,2	6,8
(%) 12 ^d	6,3	14,2	43,9	16,9	21,7	11,0	66,1	15,9
12 ^e	2,9	8,7	28,7	2,9	8,7	6,1	60,8	6,3

a - equipamento com defeito, não foram considerados os resultados das análises.

NTK e N-org.: b - média de 7 amostragens, c - média de 8 amostragens, d - média de 6 amostragens, e - média de 7 amostragens.

N-am.: b - média de 8 amostragens, c - média de 12 amostragens, d - média de 9 amostragens, e - média de 12 amostragens.

a, b, c - operação à temperatura ambiente, d - operação à temperatura controlada a 25°C, e - operação à temperatura controlada a 30°C.

O N-org. no afluente apresentou valores médios de 89,1 a 99,0 mg.l⁻¹. No efluente variaram, na média, de 9,7 a 24,8 mg.l⁻¹, com o menor valor observado para TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C e o maior para TDH de 12 h e temperatura ambiente. Nestas condições, foram observadas, respectivamente, as máxima (90%) e mínima (75%) remoções médias de N-org., evidenciado-se claramente o efeito positivo do controle da temperatura a 30°C.

O N-am. no afluente variou, na média, de 22,2 mg.l⁻¹, com TDH de 12 h e temperatura ambiente, até 40,3 mg.l⁻¹, com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C. No efluente, a temperatura ambiente, os valores médios decresceram de 64,1 para 55,3 mg.l⁻¹, respectivamente, com TDH de 20 e 12 h.

Com a temperatura controlada a 25 e 30°C, TDH de 12 h, houve aumento acentuado para 79,8 e 91,0 mg.l⁻¹, respectivamente. Este aumento não foi, como poder-se-ia esperar, diretamente relacionado ao aumento na remoção de N-org. mas, principalmente, às variações observadas no afluente. Isto porque em relação ao afluente, com a amonificação do N-org., os valores médios de N-am. cresceram 1,5; 1,5; 1,4 e 1,3 vezes, respectivamente, para TDH de 20 h, 12 h a temperatura ambiente, e 12 h a temperatura controlada a 25 e 30°C.

No reator 2 na fase 2 (Tabela 28) observou-se que o NTK no afluente aumentou, na média, de 143,6 mg.l⁻¹, para TDH de 20 h, até 175,0 mg.l⁻¹, para TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C, como no reator 1 na fase 2. No efluente a tendência foi semelhante ao afluente, com os valores médios variando de 97,1 a 125,5 mg.l⁻¹. A remoção de NTK variou, na média, de 28 a 32%, apresentando o menor valor para TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C e o maior para TDH de 20 h.

O N-org. no afluente apresentou valores médios de 113,2 a 123,3 mg.l⁻¹. No efluente variaram, na média, de 5,5 a 26,7 mg.l⁻¹, sendo o menor valor observado com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C e o maior com TDH de 12 h e temperatura ambiente. Nestas condições foram observadas, respectivamente, as máxima (95%) e mínima (79%) remoções médias de N-org., evidenciando-se neste caso, o efeito positivo, na remoção do N-org., do controle da temperatura a 25°C, por meio do aumento considerável, de 79 para 90%.

O N-am. no afluente variou, na média, de 30,9 mg.l⁻¹, com TDH de 12 h a temperatura ambiente, até 56,9 mg.l⁻¹, com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C. No efluente, a temperatura ambiente, os valores médios decresceram de 81,0 para 75,6 mg.l⁻¹, com TDH de 20 e 12 h, respectivamente; e com o controle da temperatura a 25 e 30°C, TDH de 12 h, houve aumento acentuado para 110,7 e 124,7 mg.l⁻¹, respectivamente. Este aumento, no entanto, como observado no reator 1 na fase 2, não foi diretamente relacionado com a remoção de N-org., mas, principalmente, com as variações observadas no afluente. Isto porque com a amonificação do N-org. os valores médios de N-am. cresceram 1,5; 1,5; 1,3 e 1,2 vezes, em relação ao afluente, respectivamente, para TDH de 20 h, 12 h a temperatura ambiente e 12 h a temperatura controlada a 25 e 30°C.

TABELA 28. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) de NTK e N-org. durante a operação do reator 2 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

TDH (h)	NTK (mg.l ⁻¹)			N-am. (mg.l ⁻¹)		N-org. (mg.l ⁻¹)		
	a	e	E (%)	a	e	a	e	E (%)
29 ^a	-	-	-	-	-	-	-	-
20 ^b	143,6	97,1	32	32,6	81,0	113,2	22,6	80
12 ^c	152,2	106,3	30	30,9	75,6	123,3	26,7	79
12 ^d	171,4	117,2	31	49,3	110,7	119,7	10,0	90
12 ^e	175,0	125,5	28	56,9	124,7	115,2	5,5	95
30 ^a	-	-	-	-	-	-	-	-
C 20 ^b	8,1	5,5	16,1	29,3	14,5	7,7	14,9	3,5
V 12 ^c	10,1	10,7	22,2	23,3	12,2	4,3	28,1	7,1
(%) 12 ^d	10,2	18,1	36,9	29,7	16,1	15,5	69,6	6,3
12 ^e	2,5	7,5	24,2	19,7	9,3	12,6	82,9	3,9

a - equipamento com defeito, não foram considerados os resultados das análises.

NTK e N-org.: b - média de 7 amostragens, c - média de 8 amostragens, d - média de 6 amostragens, e - média de 7 amostragens.

N-am.: b - média de 8 amostragens, c - média de 12 amostragens, d - média de 9 amostragens, e - média de 12 amostragens.

a, b, c - operação à temperatura ambiente, d - operação à temperatura controlada a 25°C, e - operação à temperatura controlada a 30°C.

Nos conjuntos de experimentos os valores médios de NTK, N-am. e N-org. no afluente não aumentaram, proporcionalmente, ao aumento na concentração de SST, devendo estar relacionados às características da água residuária.

Os valores médios de NTK no efluente variaram acompanhando, geralmente, as tendências verificadas no afluente. Isto porque, os valores médios de remoção não foram altos e as alterações nas remoções em virtude das modificações no TDH não foram acentuadas, sendo a maior no reator 2 na fase 1, variando de 16 a 29%.

O controle da temperatura a 25 e 30°C com TDH de 12 h

apresentou tendência de pequena diminuição na remoção de NTK, mais claramente no reator 1 na fase 2. A remoção média apresentou tendência de aumento com os acréscimos na concentração de SST no afluente, pois variou na faixa de 18 a 20% no reator 1 na fase 1, 16 a 29% no reator 2 na fase 1, 26 a 34% no reator 1 na fase 2 e 28 a 32% no reator 2 na fase 2, porém na maior parte apresentaram CV alto.

Os valores médios de N-org. no efluente foram afetados pelas variações no afluente, como no reator 1 na fase 1, mas principalmente pelas alterações nas remoções com as modificações do TDH, como no reator 2 na fase 1 e na fase 2 com o controle da temperatura a 25 e 30°C. Houve tendência de aumento nos valores médios de remoção com o aumento na concentração de SST do afluente e com o controle da temperatura, sendo esses efeitos associativos como pode-se verificar por meio dos resultados observados nos reatores 1 e 2 na fase 2.

Os altos valores médios de remoção de N-org., refletiram as altas taxas de amonificação, proporcionando acréscimos de 1,1 a 1,5 vezes nos valores médios de N-am. em relação ao afluente. Estes acréscimos, na maior parte dos conjuntos de experimentos, não foram diretamente relacionados à remoção de N-org., dentro de cada ensaio (reator e fase). Os valores médios de N-am. no efluente acompanharam mais as tendências das alterações na água residuária afluente.

Assim os aumentos na remoção de N-org. com o aumento e controle da temperatura de operação não refletiram-se diretamente na concentração de N-am. no efluente.

4.1.6. Fósforo total (P-total)

Nas Tabelas 29 e 30 estão apresentados os valores médios e o coeficiente de variação (CV) das concentrações de fósforo total (P-total), no afluente e efluente, e eficiência de remoção (E), obtidos durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

No reator 1 na fase 1 (Tabela 29) observou-se que os valores médios de P-total no afluente variaram de 15,8 a 21,0 mg.l⁻¹ e no efluente de 12,8 a 18,3 mg.l⁻¹, apresentando ambos tendência de decréscimo com a diminuição do TDH.

A eficiência de remoção apresentou valores médios baixos, de 11 a 18%, e com CV muito alto.

Para o reator 2 na fase 1 (Tabela 29) os valores médios de P-total no afluente variaram de 31,1 a 42,7 mg.l⁻¹ e no efluente de 25,9 a 35,0 mg.l⁻¹, apresentando ambos a mesma tendência que no reator 1 na fase 1. A eficiência de remoção também apresentou valores médios baixos, de 16 a 19%, e CV muito alto.

TABELA 29. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de fósforo total (P-total), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) durante a operação dos reatores 1 e 2 na fase 1, à temperatura ambiente.

TDH (h)	P-total (mg.l ⁻¹) - Fase 1					
	Reator 1			Reator 2		
	a	e	E (%)	a	e	E (%)
30 ^a	20,4	17,4	14	40,6	32,5	19
20 ^b	21,0	18,3	11	42,7	35,0	17
12 ^c	15,8	12,8	18	31,1	25,9	16
8 ^d	16,9	14,7	13	34,9	28,9	17
C 30	15,1	10,1	80,6	16,3	10,5	54,7
V 20	18,0	12,3	154,7	15,5	9,3	72,3
(%) 12	7,7	6,6	49,2	10,4	13,1	86,4
8	15,8	18,2	82,5	15,4	18,0	73,4

a - média de 12 amostragens, b - média de 11 amostragens, c - média de 8 amostragens, d - média de 16 amostragens.

Na Tabela 30, referente à fase 2, pode-se observar para o reator 1, que os valores médios de P-total no afluente variaram de 47,9 a 72,3 mg.l⁻¹ e no efluente, a temperatura ambiente, de 36,1 a 50,4 mg.l⁻¹ e com a temperatura controlada a 25 e 30°C, 58,5 e 62,0 mg.l⁻¹, respectivamente.

Ambos, P-total no afluente e efluente, a temperatura ambiente e controlada, apresentaram tendência de aumento com a diminuição do TDH e com o aumento da temperatura controlada, respectivamente.

TABELA 30. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de fósforo total (P-total), no afluente (a) e efluente (e), e eficiência de remoção (E) durante a operação dos reatores 1 e 2 na fase 2, à temperatura ambiente controlada a 25 e 30°C.

TDH (h)	P-total (mg.l ⁻¹) - Fase 2					
	Reator 1			Reator 2		
	a	e	E (%)	a	e	E (%)
30 ^a	51,2	36,1	29	66,1	43,7	34
20 ^b	47,9	38,2	19	61,8	43,6	29
12 ^c	58,4	50,4	13	77,4	67,3	12
12 ^d	66,0	58,5	8	87,6	70,1	18
12 ^e	72,3	62,0	14	96,0	73,6	23
30 ^a	12,5	16,8	33,6	14,8	16,9	24,4
C 20 ^b	12,0	15,7	73,4	10,7	7,6	34,8
V 12 ^c	13,3	14,4	70,7	13,3	14,1	101,6
(%) 12 ^d	16,6	19,5	315,1	11,9	20,1	117,1
12 ^e	7,0	8,2	60,2	7,0	11,4	41,5

a - média de 14 amostragens, b - média de 15 amostragens, c - média de 16 amostragens, d - média de 12 amostragens, e - média de 13 amostragens.

a, b, c - operação à temperatura ambiente, d - operação à temperatura controlada a 25°C, e - operação à temperatura controlada a 30°C.

Este comportamento pode ser atribuído às variações na composição da água residuária afluente e também, durante a operação à temperatura ambiente, às alterações do TDH, como pode ser observado por meio dos valores médios de eficiência de remoção que foram 29, 19 e 13%, respectivamente, para TDH de 27, 20 e 12 h, além do valor do CV ser menor para TDH de 27 h. O controle da temperatura a 25°C, com TDH de 12 h, diminuiu a eficiência de remoção, em relação à operação à temperatura ambiente, de 13 para 8% e aumentou o CV, que já era muito alto, de 70,7 para 315,1%; enquanto o controle da temperatura a 30°C aumentou a eficiência de remoção para 14% e diminuiu o CV para 60,2%, ainda muito alto.

No reator 2 na fase 2 (Tabela 30) o comportamento do P-total foi semelhante ao reator 1 na fase 2. Os valores médios no afluente variaram de 66,1 a



96,0 mg.l⁻¹ e no efluente, a temperatura ambiente, de 43,7 a 67,3 mg.l⁻¹ e com a temperatura controlada a 25 e 30°C, respectivamente, 70,1 e 73,6 mg.l⁻¹. A eficiência de remoção média, a temperatura ambiente, decresceu de 34% com TDH de 29 h para 12% com TDH de 12 h, apresentando CV de 24,4 e 101,6%, respectivamente. Com a temperatura controlada a 25 e 30°C, as eficiências de remoção foram 18 e 23% e o CV 117,1 e 41,5%, respectivamente.

Nos conjuntos de experimentos observou-se que os valores médios de P-total no afluente nas fases 1 e 2, reatores 1 e 2, aumentaram, praticamente, de maneira proporcional ao aumento na concentração de SST e DQO no afluente. A eficiência de remoção, a temperatura ambiente, apresentou tendência clara de aumento com os acréscimos na concentração de SST no afluente e com os maiores valores de TDH (30, 29 e 27 h), devendo estar relacionado à maior retenção de sólidos no reator nestas condições. O controle da temperatura mostrou efeito positivo somente no reator 2 na fase 2 e com maior evidência para 30°C, aumentando a eficiência de remoção e diminuindo o CV, em relação às temperaturas controlada a 25°C e ambiente com TDH de 12 h.

4.1.7. pH, alcalinidade e ácidos voláteis

Nas Tabelas 31, 32, 33 e 34 estão apresentados os valores médios e o coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente(a) e efluente(e), relações AI:AP e AVT:AT no efluente obtidos durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

No reator 1 na fase 1 (Tabela 31) observou-se que o pH no afluente apresentou valor médio constante de 6,8 e no efluente de 7,4 e 7,5, para TDH de 30 e 20 h, com pequeno decréscimo para 7,3 com TDH de 12 e 8 h.

As alcalinidades total, parcial e intermediária no afluente diminuíram de 112 para 104 mg.l⁻¹, de 31 para 27 mg.l⁻¹ e de 86 para 77 mg.l⁻¹, respectivamente, no decorrer do experimento. No efluente observou-se comportamento semelhante, com tendência de decréscimo mais acentuada, sendo de

268 para 212 mg.l⁻¹, de 199 para 151 mg.l⁻¹ e de 68 para 52 mg.l⁻¹, respectivamente, podendo-se atribuir a diminuição do TDH e conseqüente aumento da TCOV.

TABELA 31. Valores médios e coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente (a) e efluente (e), relações AI:AP e AVT:AT no efluente(e) durante a operação do reator 1 na fase 1, à temperatura ambiente.

TDH (h)	pH		AT		AP		AI		AVT [@]		AI:AP	AVT:AT
	(mg CaCO ₃ .l ⁻¹)											
	a	e	a	e	a	e	a	e	a	e	e	e
30 ^a	6,8	7,4	112	268	29 ^e	199 ^e	86 ^e	68 ^e	72	35	0,35	0,13
20 ^b	6,8	7,5	110	267	31	209	80	58	81	35	0,28	0,13
12 ^c	6,8	7,3	108	221	29	170	79	52	69	26	0,31	0,12
8 ^d	6,8	7,3	104	212	27	151	77	61	75	26	0,41	0,12
C 30	3,2	1,7	9,4	15,2	13,7	20,5	11,6	10,4	15,2	27,6	19,0	19,1
V 20	1,7	1,3	8,6	13,5	10,0	13,3	10,3	16,8	14,4	15,9	10,0	17,6
% 12	2,5	1,1	7,6	8,6	10,9	11,1	7,9	9,3	7,5	9,5	14,8	11,1
8	4,8	1,7	9,6	7,8	35,6	11,5	9,0	15,2	16,7	17,0	22,1	16,5

@ - Ácidos voláteis totais expressos em mg CH₃COOH.l⁻¹

a - média de 12 amostragens, b - média de 12 amostragens, c - média de 11 amostragens, d - média de 16 amostragens, e - média de 6 amostragens.

A concentração de ácidos voláteis totais no afluente variaram na faixa de 69 a 81 mg.l⁻¹ e no efluente decresceram de 35 para 26 mg.l⁻¹ mesmo com a diminuição do TDH e conseqüente aumento da TCOV, demonstrando a capacidade tampão e a estabilidade do reator, não permitindo o acúmulo de ácidos voláteis.

As relações AI:AP e AVT:AT variaram de 0,28 a 0,41 e de 0,12 a 0,13, respectivamente. Para a relação AI:AP, o maior valor médio igual a 0,41 foi observado para TDH de 8 h, condição na qual o reator sofreu decréscimo na eficiência de remoção de DQO e SS, e os menores, de 0,28 e 0,31, com TDH de 20 e 12 h, quando o reator apresentou-se com maiores eficiências de remoção; mostrando

que a variação nesta relação tendeu a expressar indiretamente alterações no comportamento do reator.

No reator 2 na fase 1 (Tabela 32) pode-se observar que o valor médio do pH do afluente e efluente foi constante, sendo de 6,6 a 6,7 e de 7,4 a 7,5, respectivamente.

TABELA 32. Valores médios e coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente (a) e efluente (e), relações AI:AP e AVT:AT no efluente(e) durante a operação do reator 2 na fase 1, à temperatura ambiente.

TDH (h)	pH		AT		AP		AI		AVT [@]		AI:AP	AVT:AT
	a	e	a	e	a	e	a	e	a	e	e	e
30 ^a	6,6	7,5	204	489	43 ^e	364 ^e	166 ^e	121 ^e	141	68	0,34	0,14
20 ^b	6,6	7,5	202	490	43	376	160	115	156	63	0,30	0,13
12 ^c	6,6	7,4	195	401	38	306	157	95	136	52	0,31	0,13
8 ^d	6,7	7,4	193	399	39	286	154	113	149	55	0,40	0,14
C 30	3,4	1,7	8,5	12,1	19,4	15,8	7,4	11,7	15,3	21,7	23,5	16,9
V 20	1,5	1,6	10,5	10,5	11,4	7,9	11,8	23,9	10,8	16,0	19,9	14,4
% 12	2,9	0,7	6,5	8,3	14,5	7,4	7,3	15,8	10,9	18,6	13,6	15,7
8	5,4	2,0	10,8	9,8	44,2	10,4	11,0	13,7	16,6	21,0	13,2	20,1

[@] - Ácidos voláteis totais expressos em mg CH₃COOH.l⁻¹

a - média de 12 amostragens, b - média de 12 amostragens, c - média de 11 amostragens, d - média de 16 amostragens, e - média de 6 amostragens.

As alcalinidades total, parcial e intermediária no afluente decresceram no decorrer do experimento, apresentando valores de 204 a 193 mg.l⁻¹, 43 a 38 mg.l⁻¹ e 166 a 154 mg.l⁻¹, respectivamente. No efluente decresceram com a diminuição do TDH, porém de maneira mais acentuada, sendo os valores de 489 a 399 mg.l⁻¹, 364 a 286 mg.l⁻¹ e 121 a 95 mg.l⁻¹, respectivamente. Ambos comportamentos podem ser relacionados aos mesmos motivos que no reator 1 fase 1

A concentração de ácidos voláteis totais no afluente variaram

de 136 a 156 mg.l⁻¹ e no efluente decresceram, com a diminuição do TDH, de 68 a 52 mg.l⁻¹, comportamento este semelhante ao reator 1 na fase 1.

As relações AI:AP e AVT:AT variaram respectivamente, de 0,30 a 0,40 e de 0,13 a 0,14, de maneira semelhante ao reator 1 na fase 1.

No reator 1 na fase 2 (Tabela 33) pode-se observar que os valores médios do pH no afluente variaram de 6,6 a 7,0. No efluente, o pH, a temperatura ambiente, decresceu, sensivelmente, de 7,6 para 7,2, com a diminuição do TDH. Com a operação à temperatura controlada a 25 e 30°C, o pH aumentou para 7,3 e 7,6, respectivamente.

As alcalinidades total, parcial e intermediária no afluente, a temperatura ambiente, decresceram no decorrer do experimento, apresentando valores de 278 a 173 mg.l⁻¹, 53 a 40 mg.l⁻¹ e 225 a 133 mg.l⁻¹, respectivamente, e aumentaram nos períodos com controle da temperatura a 25 e 30°C para 183 e 204 mg.l⁻¹, 48 e 60 mg.l⁻¹ e 135 e 144 mg.l⁻¹, respectivamente.

No efluente, a temperatura ambiente, os valores da alcalinidade total, parcial e intermediária decresceram com a diminuição do TDH, sendo os valores de 487 a 388 mg.l⁻¹, 372 a 277 mg.l⁻¹ e 116 a 106 mg.l⁻¹, respectivamente, e aumentaram com o controle da temperatura a 25 e 30°C para 421 e 466 mg.l⁻¹, 292 e 326 mg.l⁻¹ e 129 e 120 mg.l⁻¹, respectivamente.

Estes comportamentos podem ser relacionados, quando da operação a temperatura ambiente, com a diminuição do TDH, e conseqüente aumento da TCOV, bem como a queda de temperatura ocorrida neste período. O aumento e controle da temperatura a 25 e 30°C, assim como a eliminação, praticamente, das variações diárias da temperatura, foram benéficos ao processo de digestão anaeróbia e ocasionaram aumentos da alcalinidade.

A concentração de ácidos voláteis totais no afluente variaram de forma semelhante a alcalinidade, com valores de 302 a 203 mg.l⁻¹, a temperatura ambiente, e de 236 e 234 mg.l⁻¹, com a temperatura controlada a 25 e 30°C, respectivamente. No efluente, a temperatura ambiente, os menores valores foram 61 e 62 mg.l⁻¹ com TDH de 27 e 12 h e o maior 70 mg.l⁻¹ com TDH de 20 h. Com a temperatura controlada a 25 e 30°C, os valores aumentaram para 74 e 69 mg.l⁻¹, respectivamente.

TABELA 33. Valores médios e coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente (a) e efluente (e), relações AI:AP e AVT:AT no efluente(e) durante a operação do reator 1 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

TDH (h)	pH		AT		AP		AI		AVT [@]		AI:AP	AVT:AT
	(mg CaCO ₃ .l ⁻¹)											
	a	e	a	e	a	e	a	e	a	e	e	e
27 ^a	6,8	7,6	278	487	53	372	225	116	302	61	0,31	0,13
20 ^b	6,7	7,5	229	453	39	347	189	106	283	70	0,32	0,16
12 ^c	6,6	7,2	173	388	40	277	133	111	203	62	0,41	0,16
12 ^d	6,9	7,3	183	421	48	292	135	129	236	74	0,45	0,18
12 ^e	7,0	7,6	204	446	60	326	144	120	234	69	0,37	0,16
27 ^a	2,0	1,1	15,3	14,1	27,5	13,0	15,8	23,3	13,6	16,5	19,6	12,8
C 20 ^b	3,6	1,6	22,3	10,6	35,6	11,2	20,9	32,3	12,2	16,1	42,3	22,2
V 12 ^c	7,0	2,0	18,2	9,4	60,0	14,3	15,5	24,3	24,1	19,2	33,4	18,0
% 12 ^d	5,7	1,3	23,8	9,5	36,0	12,1	25,8	22,2	18,7	12,8	28,3	18,8
12 ^e	2,1	2,1	6,9	4,8	10,8	6,4	7,9	11,5	11,2	11,2	15,5	10,7

@ - Ácidos voláteis totais expressos em mg CH₃COOH.l⁻¹

a - média de 14 amostragens, b - média de 15 amostragens, c - média de 16 amostragens, d - média de 12 amostragens, e - média de 13 amostragens.

a,b,c - operação à temperatura ambiente, d - operação à temperatura controlada a 25°C, e - operação à temperatura controlada a 30°C.

Para TDH de 12 h, pode-se observar que a queda da temperatura, durante a operação à temperatura ambiente, deve estar relacionada a diminuição nos valores de ácidos voláteis no efluente, em relação a TDH de 20 h. O efeito do aumento e controle da temperatura a 25 e 30°C sobre o aumento na remoção de DQO devido a SS não refletindo-se na remoção de DQO total e aumentando a DQO dissolvida no efluente (ver item 4.1.2) esteve associado a este aumento na concentração de ácidos voláteis.

As relações AI:AP e AVT:AT variaram de 0,31 a 0,45 e de 0,13 a 0,18, respectivamente. Os maiores valores de AI:AP, 0,41 e 0,45, foram verificados com TDH de 12 h, a temperatura ambiente e controlada a 25°C, quando

verificaram-se queda acentuada na remoção de DQO e SS e aumento na concentração de AVT no efluente, respectivamente.

No reator 2 na fase 2 (Tabela 34) o pH do afluente teve comportamento e valores idênticos aos observados no reator 1 na fase 2. No efluente aconteceu o mesmo, somente que os valores foram 0,1 unidades de pH superiores para TDH de 29, 20 e 12 h a temperatura ambiente e controlada a 25°C.

As alcalinidades total, parcial e intermediária no afluente, a temperatura ambiente, decresceram com o decorrer do experimento, apresentando valores de 353 a 231 mg.l⁻¹, 64 a 51 mg.l⁻¹ e 288 a 180 mg.l⁻¹, respectivamente, e aumentaram com o controle da temperatura a 25 e 30°C para 239 e 277 mg.l⁻¹, 61 e 75 mg.l⁻¹ e 184 e 202 mg.l⁻¹, respectivamente.

TABELA 34. Valores médios e coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente (a) e efluente (e), relações AI:AP e AVT:AT no efluente(e) durante a operação do reator 2 na fase 2, à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

TDH (h)	pH		AT		AP		AI		AVT [@]		AI:AP	AVT:AT
	(mg CaCO ₃ .l ⁻¹)											
	a	e	a	e	a	e	a	e	a	e	e	e
29 ^a	6,8	7,7	353	644	64	499	288	144	401	77	0,29	0,12
20 ^b	6,7	7,6	299	562	53	442	246	120	357	78	0,28	0,14
12 ^c	6,6	7,3	231	508	51	372	180	136	267	77	0,37	0,15
12 ^d	6,9	7,4	239	542	61	384	184	158	302	88	0,41	0,16
12 ^e	7,0	7,6	277	595	75	435	202	160	310	86	0,37	0,15
29 ^a	2,7	1,2	9,0	13,3	31,0	13,4	6,8	17,3	15,3	22,2	13,3	24,3
C 20 ^b	3,4	1,3	20,7	10,4	37,7	12,2	18,7	31,4	10,8	15,9	40,5	20,2
V 12 ^c	7,3	1,9	14,7	8,9	54,2	10,3	14,0	26,2	22,9	15,8	30,5	14,7
% 12 ^d	6,0	0,8	23,6	12,3	40,2	12,1	23,3	21,6	16,0	15,1	21,4	16,2
12 ^e	1,8	1,6	9,5	8,5	13,5	8,4	9,6	13,5	8,8	10,9	12,3	10,4

@ - Ácidos voláteis totais expressos em mg CH₃COOH.l⁻¹

a - média de 14 amostragens, b - média de 15 amostragens, c - média de 16 amostragens, d - média de 12 amostragens, e - média de 13 amostragens.

a,b,c - operação à temperatura ambiente, d - operação à temperatura controlada a 25°C, e - operação à temperatura controlada a 30°C.

No efluente, a temperatura ambiente, os valores de alcalinidade total, parcial e intermediária decresceram com a diminuição do TDH, sendo os valores de 644 a 508 mg.l⁻¹, 499 a 372 mg.l⁻¹ e 144 a 136 mg.l⁻¹, respectivamente, e aumentaram com o controle da temperatura a 25 e 30°C para 542 e 595 mg.l⁻¹, 384 e 435 mg.l⁻¹ e 158 e 160 mg.l⁻¹, respectivamente. Estes comportamentos foram semelhantes aos observados no reator 1 na fase 2, podendo ser atribuídos aos mesmos motivos.

A concentração de ácidos voláteis totais no afluente variaram de forma semelhante à alcalinidade, com valores de 401 a 267 mg.l⁻¹, a temperatura ambiente, e 302 e 310 mg.l⁻¹, com a temperatura controlada a 25 e 30°C, respectivamente. No efluente, a temperatura ambiente, os valores foram praticamente idênticos, sendo 77 mg.l⁻¹ para TDH de 29 e 12 h, e 78 mg.l⁻¹ para TDH de 20 h. À temperatura controlada a 25 e 30°C aumentaram para 88 e 86 mg.l⁻¹, podendo estes aumentos serem atribuídos aos mesmos motivos que no reator 1 na fase 2.

As relações AI:AP e AVT:AT variaram de 0,29 a 0,41 e de 0,12 a 0,16, respectivamente. O maior valor de AI:AP foi verificado com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C, quando observou-se aumento na concentração de AVT no efluente.

Em relação aos conjuntos de experimentos, a média do pH do afluente manteve-se na faixa de 6,6 a 7,0 e do pH do efluente variou de 7,2 a 7,6. As alcalinidades (AT, AP e AI) do efluente, geralmente, aumentaram com o aumento da concentração de SS do afluente e decresceram com a diminuição do TDH. O controle da temperatura a 25 e 30°C para TDH de 12 h provocou aumento destes parâmetros em relação à operação à temperatura ambiente.

Os AVT tiveram comportamento semelhante ao da alcalinidade no conjunto de experimentos e apresentaram valores sempre baixos no efluente (menores que 100 mg.l⁻¹).

A relação AI:AP, nos conjuntos de experimentos, apresentou tendência de aumento a medida que o TDH diminuiu. Atingiu valores médios máximos de 0,40 a 0,45, coincidindo com condições de diminuição de eficiência e aumento dos AVT nos efluentes dos reatores. A relação AVT:AT variou de 0,12 a 0,18.