**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS**

KATT REGINA LAPA

Avaliação da recirculação da fase líquida e do regime de alimentação em reator anaeróbio, em escala piloto, operado em bateladas seqüenciais contendo biomassa imobilizada (ASBBR), aplicado ao tratamento de esgoto sanitário

**São Carlos, SP
2006**

KATT REGINA LAPA

Avaliação da recirculação da fase líquida e do regime de alimentação em reator anaeróbio, em escala piloto, operado em bateladas seqüenciais contendo biomassa imobilizada (ASBBR), aplicado ao tratamento de esgoto sanitário

Tese apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo para obtenção do título de Doutor em Engenharia Hidráulica e Saneamento.

**Área de Concentração: Hidráulica e Saneamento
Orientador: Prof. Tit. Eugenio Foresti**

**São Carlos, SP
2006**

Dedico Este Estudo

*Aos Meus Pais, Ailson E Acácia,
Pelo Passado Que Herdei*

*Ao Meu Amor Luis Hamilton,
Pelo Presente Que Desfruto E*

*Ao Meu Filho Lucas,
Pelo Futuro Que Edificarei!*

Agradecimentos

A Deus por tudo.

À São Carlos que foi meu lar por cinco anos, no qual cresci como profissional, pessoa e mulher... sentirei falta desses dias.

Ao meu marido Luis Hamilton, que sempre me apoiou e incentivou... por tantas e tantas horas de conversa e discussão dos dados... pelo enorme auxílio na montagem experimental (sem sua ajuda, não teria feito tão bem).

Ao meu filho querido, Lucas Lapa Garbossa, meu companheiro... filho compreensivo e carinhoso... que teve a maior paciência que uma criança poderia ter, para deixar sua mãe escrever sua tese... te amo filho!

À minha família Catarinense, Ailson, Acácia, Anderson e Vivi, aos meus avós Aurino e Dilma, a minha madrinha Dalma e à minha família Paranaense, Angelo, Maria Bernadete, Maria Carolina e César Augusto.

Ao professor Dr. Eugenio Foresti pela orientação no desenvolvimento deste trabalho e colaboração para conclusão da tese, ensinamentos e amizade.

Ao professor Dr. Marcelo Zaiat pela colaboração, auxílio e sugestões durante a fase experimental, ensinamentos e amizade.

Ao Theo pela excelente ajuda e competência em auxiliar este projeto de pesquisa, além da amizade conquistada.

Aos amigos Jenny, Ronan e Ana Paula pela grande amizade, pelos bons momentos em São Carlos, pelos almoços e jantas, pelo cinema e por toda ajuda que vocês nos deram (você são meus irmãos do coração!).

Aos amigos e colegas de laboratório Fernandão, Alexandre, Adriano, Arnaldo e Chico.

À professora Dra. Ruth pelo auxílio na correção do texto.

A todos os amigos das disciplinas, do Laboratório de Processos Biológicos e dos churrascos (encontrei minha "tribo" convivendo com vocês todos).

Às funcionárias do Laboratório de Processos Biológicos, Beth, Janja e Eloísa pela permanente disposição em atender meus pedidos de ajuda durante a fase experimental deste trabalho.

Às secretárias do Curso de pós-graduação em Hidráulica e Saneamento, Rose, Sá e Pavi, por todo o auxílio.

Aos funcionários dos diversos laboratórios da USP, obrigado pela atenção despendida.

À FAPESP pela bolsa de doutorado e pelo apoio financeiro

A todos aqueles que, de alguma forma, contribuíram para a realização deste trabalho.

*“Só O Tempo
Nos Dá O Tempo
De Encontrar O Tempo
Para Usufruir Do Tempo.”*

Sumário

Lista de Figuras.....	i
Lista de Tabelas.....	xi
Lista de Abreviaturas e Siglas.....	xii
Resumo	i
Abstract.....	iii
1. Introdução	1
2. Objetivos	5
3. Revisão bibliográfica	6
3.1. Reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais.....	6
3.2. Reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais com biomassa granular - ASBR 8	
3.3. Reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais com biomassa imobilizada – ASBBR.....	12
3.4. Sistema de mistura em reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais.....	19
3.4.1. Reatores ASBBR com agitação mecânica.....	20
3.4.2. Reatores ASBBR com recirculação da fase líquida	21
3.5. Estratégia de alimentação em reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais.....	23
3.5.1. Reatores ASBR com diferentes estratégias de alimentação.....	23
3.5.2. Reatores ASBBR com diferentes estratégias de alimentação.....	24
3.6. Ampliação de escala do reator anaeróbio em batelada seqüencial	25
3.7. Materiais suportes utilizados no reator ASBBR.....	27
3.8. Cinética microbiana nos reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais.....	29
3.9. Microbiologia em reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais – ASBR e ASBBR – e uso de espuma de poliuretano como material suporte.....	32
4. Material e métodos	35
4.1. Descrição geral dos experimentos	35
4.2. Material.....	36
4.2.1. Configuração do Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Seqüenciais contendo biomassa imobilizada (ASBBR).....	36
4.2.2. Suporte para imobilização da biomassa	40
4.2.3. Automação do reator ASBBR	42
4.2.4. Água residuária	45
4.2.5. Inóculo.....	48
4.3. Métodos analíticos	48
4.3.1. Análises físico-químicas	48
4.3.2. Quantificação e composição dos gases	49
4.3.2.1. Cálculo para determinação do metano	52
4.3.2.2. Cálculo para determinação da produção teórica de metano	53
4.3.3. Análises microbiológicas	54
4.3.3.1. Biologia molecular	55
4.4. Avaliação da intensidade luminosa no interior do reator ASBBR	55
4.5. Procedimento experimental	57
4.5.1. Operação prévia do ASBBR – testes hidráulicos.....	57
4.5.2. Estudo hidrodinâmico para avaliação do tempo de mistura	59
4.5.3. Imobilização de biomassa anaeróbia.....	62
4.5.4. Determinação da velocidade ascensional para recirculação da fase líquida	63
4.5.4.1. Obtenção de parâmetros cinéticos aparentes	64

4.5.5.	Avaliação da estratégia de alimentação no Reator Anaeróbio Operado em Batelada Sequencial – batelada alimentada seguido de batelada	65
4.5.5.1.	Obtenção de parâmetros cinéticos aparentes	67
4.5.6.	Testes no reator ASBBR com substrato de fácil degradação – etanol	68
4.5.7.	Análise estatística – descrição, exploração, comparação e validação dos dados experimentais e dos dados obtidos na modelagem cinética	68
5.	Resultados e discussão	72
5.1.	Avaliação do tempo de mistura	72
5.2.	Determinação da velocidade ascensional para recirculação da fase I	78
5.2.1.	Avaliação da intensidade luminosa no interior do reator ASBBR.....	94
5.2.2.	Resultados obtidos nos perfis temporais para cada V_a estudado	94
5.2.2.1.	Condição de recirculação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$	94
5.2.2.2.	Condição de recirculação com V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$	97
5.2.2.3.	Condição de recirculação com V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$	101
5.2.2.4.	Condição de recirculação com V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$	105
5.3.	Ensaio de atividade metanogênica específica (AME) para cada valor de V_a estudado	109
5.4.	Obtenção da cinética de degradação de substrato para V_a de 1,27; 3,82, 7,64 e $10,19 \text{ m.h}^{-1}$	110
5.5.	Testes no reator ASBBR com substrato de fácil degradação - etanol	120
5.6.	Estratégia de alimentação no Reator Anaeróbio Operado em Batelada Sequencial – batelada alimentada seguido de batelada	124
5.6.1.	Resultados obtidos dos perfis temporais no estudo da estratégia de alimentação no ASBBR - batelada alimentada de 2 horas , seguido de batelada	136
5.6.2.	Resultados obtidos dos perfis temporais no estudo da estratégia de alimentação no ASBBR - batelada alimentada de 4 horas , seguido de batelada	140
5.6.3.	Parâmetros cinéticos obtidos na operação em batelada alimentada de 2 horas e 4 horas	144
5.7.	Exames microbiológicos.....	148
5.7.1.	Biologia molecular	151
5.7.2.	Morfologias encontradas no lodo de inóculo	152
5.7.3.	Morfologias encontradas na condição de V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$	155
5.7.4.	Morfologias encontradas na condição de V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$	156
5.7.5.	Morfologias encontradas na condição de V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$	157
5.7.6.	Morfologias encontradas na condição de V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$	158
5.7.7.	Exames microbiológicos realizados na etapa de estudo de batelada alimentada de 2 h e 4 h	161
5.8.	Reflexão sobre a baixa eficiência.....	162
6.	Conclusões.....	166
7.	Sugestões	170
8.	Referências bibliográficas	171
9.	Anexo A: Desafios encontrados	178
10.	Anexo B: Gráficos do monitoramento dos parâmetros físico-químicos do reator ASBBR submetido de diferentes velocidades ascensionais – medidos como vazão de recirculação de 1, 3, 6 e $8 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$	181
11.	Anexo C: Gráficos do monitoramento dos parâmetros físico-químicos do reator ASBBR submetido de diferentes tempo de alimentação – Batelada alimentada de 2 e 4 horas	186

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 – Esquema de reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais, agitado mecanicamente, contendo biomassa imobilizada. (1) Reator cilíndrico; (2) bomba de alimentação; (3) bomba de descarga; (4) reservatório de água residuária; (5) reservatório de efluente tratado; (6) cesto contendo a biomassa imobilizada; (7) agitador magnético; (8) saída de biogás; (9) barra de agitação. Fonte: Ratusznei et al., 2000	17
Figura 3.2 – Esquema de reator contendo biomassa imobilizada com recirculação da fase líquida empregado por CAMARGO et al. (2002). (1) Reator contendo biomassa imobilizada; (2) reservatório de líquido; (3) bomba de recirculação; (4) medidor de vazão, (5) válvulas; (6) bomba de alimentação; (7) reservatório de água residuária; (8) válvula de descarga; (9) bomba de descarga; (10) saída de efluente tratado; (11) saída de biogás; (12) unidade de controle (temporizadores)	22
Figura 4.1 – Fluxograma das etapas experimentais do trabalho de doutorado.	36
Figura 4.2 – (a) Sala para abrigo dos sistemas experimentais. (b) Vista geral do Lab-ETE montado dentro da sala de reatores.....	37
Figura 4.3 – Reator ASBBR: (a) desenho esquemático e (b) foto após término da montagem. Fonte: por Luis Hamilton Pospissil Garbossa.....	38
Figura 4.4 – Sistema de (a) captação e (b) distribuição de substrato para recirculação da fase líquida no interior do reator	39
Figura 4.5 – Reator ASBBR. Detalhe da localização do rotâmetro e do <i>by-pass</i> utilizado para medir e mudar a vazão, respectivamente.....	40
Figura 4.6 – Morfologia dos alvéolos na espuma de poliuretano	41
Figura 4.7 – (a) Espuma de poliuretano utilizada como material suporte, com 5 cm de aresta. (b) Cesto de aço inox 304 utilizado para confinamento do material suporte	42
Figura 4.8 – Esquema de funcionamento do sistema proposto.....	42
Figura 4.9 – Esquema de montagem dos componentes elétricos e eletrônicos no painel de operação e automação do reator ASBBR.....	44
Figura 4.10 – Componentes utilizados para automação da operação do reator ASBBR: (a) filtro regulador / lubrificador, (b) pressostato, (c) válvula pneumática, (d) painel de controle do reator ASBBR fechado e (e) painel de controle do reator ASBBR aberto, que contem os componentes elétricos, as válvulas solenóides e os temporizadores.....	44
Figura 4.11 – Perfil temporal da DQO total do esgoto sanitário do <i>Campus</i> da USP. Fonte: Passig (2005)	46
Figura 4.12 – Tratamento preliminar do esgoto sanitário: (a) gradeamento e (b) caixa de areia.....	46
Figura 4.13 – Sistema de sucção: (a) poço de sucção, após o medidor de vazão, com tubulação de 32 mm conectada a junta de união; (b) detalhe do cap,	

utilizado para limpeza da válvula de pé com crivo; (c) tubulação de sucção com a válvula de pé com crivo.....	47
Figura 4.14 – Calendário das principais atividades realizadas na pesquisa	57
Figura 4.15 – Representação esquemática de corte do reator em função das alturas e volumes líquidos parciais e totais	58
Figura 4.16 – Ensaio para determinação da massa de NaCl e condutividade correspondente: (a) Utilizando-se Becker de 80 mL e (b) Utilizando-se Becker de 500 mL com espumas.....	60
Figura 4.17 – Ilustração do formato e distribuição das medidas de posição no diagrama de caixas (<i>boxplot</i>).....	69
Figura 5.1 – Ensaio hidrodinâmicos – curvas de variação da condutividade para vazão de recirculação de: (a) 0,97; (b) 1,94; (c) 3,41; (d) 5,13 e (e) 6,88 m ³ .h ⁻¹ , realizados com bomba modelo Jacuzzi	73
Figura 5.2 – Curva com a média dos valores obtidos em cada ensaio de tempo de mistura para as vazões de recirculação de: (♦) 0,97 ; (■) 1,94; (▲) 3,41; (●) 5,13 e (●) 6,88 m ³ .h ⁻¹	74
Figura 5.3 – Ensaio hidrodinâmicos – curvas de aumento da condutividade para vazão de recirculação de: (a) 1 (b) 3 (c) 6 (d) 8 e (e) 10 m ³ .h ⁻¹ , realizados com bomba modelo Thebe	75
Figura 5.4 - Curva com a média dos valores obtidos em cada ensaio de tempo de mistura para as vazões de recirculação de: (♦) 1; (■) 3; (▲) 6; (●) 8 e (●) 10 m ³ .h ⁻¹	76
Figura 5.5 – Modelo sigmoidal de Boltzmann ajustados aos dados experimentais de condutividade por tempo, para determinação do tempo de mistura, para as vazões de recirculação de: (a) 1 (b) 3 (c) 6 (d) 8 e (e) 10 m ³ .h ⁻¹ , realizados com bomba modelo Thebe.....	77
Figura 5.6 – Tempo de mistura em função das velocidades ascensionais estudadas.....	78
Figura 5.7 – Resultados do monitoramento da temperatura afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%	85
Figura 5.8 – Resultados do monitoramento do pH afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%.....	85
Figura 5.9 – Resultados do monitoramento de AVT afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%.....	86
Figura 5.10 – Resultados do monitoramento de AB afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%.....	86
Figura 5.11 – Resultados do monitoramento de DQO total afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%	87
Figura 5.12 – Resultados do monitoramento de DQO particulada afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%	87

- Figura 5.13 – Resultados do monitoramento de DQO filtrada afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%88
- Figura 5.14 – Resultados do monitoramento de ST afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%.....88
- Figura 5.15 – Resultados do monitoramento de STF afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%89
- Figura 5.16 – Resultados do monitoramento de STV afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%89
- Figura 5.17 – Resultados do monitoramento de SST afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%90
- Figura 5.18 – Resultados do monitoramento de SSF afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%90
- Figura 5.19 – Resultados do monitoramento de SSV afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%91
- Figura 5.20 – Resultados do monitoramento de SDT afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%91
- Figura 5.21 – Resultados do monitoramento de SDF afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%92
- Figura 5.22 – Resultados do monitoramento de SDV afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%92
- Figura 5.23 – Matéria orgânica removida total, medida como DQO, em função da velocidade ascensional93
- Figura 5.24 – Perfis temporais de pH (●), temperatura (+) e POR (►) da condição de recirculação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$ 95
- Figura 5.25 – (a) Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais (▣ AVT) e alcalinidade a bicarbonato (● AB) e (b) perfis temporais da concentração de ácidos acético (■) e ácido propiônico (●) por cromatografia; da condição de recirculação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$ 96
- Figura 5.26 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), particulada (b), filtrada (c) e média (d) da condição de recirculação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: DQO total (●), DQO filtrada (■) e DQO particulada (★).....96
- Figura 5.27 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de recirculação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (■)97

- Figura 5.28 – Perfis temporais de pH (●), temperatura (+) e POR (►) da condição de recirculação com V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$ 99
- Figura 5.29 – (a) Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais (▣ AVT) e alcalinidade a bicarbonato (● AB) e (b) perfis temporais da concentração de ácidos acético (■) e ácido propiônico (●) por cromatografia; da condição de recirculação com V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$ 99
- Figura 5.30 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), particulada (b), filtrada (c) e média (d) da condição de recirculação com V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: DQO total (●), DQO filtrada (■) e DQO particulada (★)..... 100
- Figura 5.31 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de recirculação com V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (▣) 101
- Figura 5.32 – Perfis temporais da média de pH (●), temperatura (+) e POR (►) da condição de recirculação com V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$ 103
- Figura 5.33 – (a) Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais (▣ AVT) e alcalinidade a bicarbonato (● AB) e (b) perfis temporais da concentração de ácidos acético (■) e ácido propiônico (●) por cromatografia; da condição de recirculação com V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$ 103
- Figura 5.34 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), filtrada (b), particulada (c) e média (d) da condição de recirculação com V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: DQO total (●), DQO filtrada (■) e DQO particulada (★)..... 104
- Figura 5.35 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de recirculação com V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (▣) 105
- Figura 5.36 – Perfis temporais de pH (●), temperatura (+) e POR (►) da condição de recirculação com V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$ 107
- Figura 5.37 – (a) Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais (▣ AVT) e alcalinidade a bicarbonato (● AB) e (b) perfis temporais da concentração de ácidos acético (■) e ácido propiônico (●) por cromatografia; da condição de recirculação com V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$ 107
- Figura 5.38 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), particulada (b), filtrada (c) e média (d) da condição de recirculação com V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: DQO total (●), DQO filtrada (■) e DQO particulada (★)..... 108
- Figura 5.39 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de recirculação com V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (▣) 109
- Figura 5.40 – Atividade metanogênica específica em relação a cada valor de V_a estudado 110
- Figura 5.41. Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (●) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados. 112

- Figura 5.42 – Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (●) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados 112
- Figura 5.43 – Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (●) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados 113
- Figura 5.44 – Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (●) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados 113
- Figura 5.45 – Perfis temporais de degradação da matéria orgânica filtrada para cada V_a estudado. Legenda: (●) dados obtidos. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados 114
- Figura 5.46 – Variação das constantes cinéticas de primeira ordem com as velocidades ascensionais, para **DQO total**. Legenda: (└) k_1^{ap} obtido em cada perfil, com respectivo desvio padrão e (—) modelo matemático obtido em Origin 6® 116
- Figura 5.47 – Variação das constantes cinéticas de primeira ordem com as velocidades ascensionais, para **DQO particulada**. Legenda: (└) k_1^{ap} obtido em cada perfil, com respectivo desvio padrão e (—) modelo matemático obtido em Origin 6® 116
- Figura 5.48 – Variação dos parâmetros C_{SR}/C_{S0} com as velocidades ascensionais, para **DQO total**. Legenda: (└) C_{SR}/C_{S0} obtido em cada perfil, com respectivo desvio padrão e (—) modelo matemático obtido em Origin 6® 117
- Figura 5.49 – Variação dos parâmetros C_{SR}/C_{S0} com as velocidades ascensionais, para **DQO particulada**. Legenda: (└) C_{SR}/C_{S0} obtido em cada perfil, com respectivo desvio padrão e (—) modelo matemático obtido em Origin 6® 117
- Figura 5.50 – Perfis do consumo de substrato ao longo do tempo para cada V_a estudado, tomando como base C_s de 500 mg/L 118
- Figura 5.51 – Perfis das velocidades de consumo de substrato (r_s) ao longo do tempo de ciclo para cada V_a estudado 119
- Figura 5.52 – Perfis das velocidades específicas de consumo de substrato (μ_s) ao longo do tempo de ciclo para cada V_a estudado..... 119
- Figura 5.53 – Perfis temporais da concentração de etanol, medido como DQO filtrada (●), sendo (a) apresentação de todos os perfis realizados e (b) a média dos valores obtidos de DQO filtrada 122
- Figura 5.54 – Perfis temporais da concentração de etanol (★), analisado por cromatografia 122
- Figura 5.55 – Perfis temporais de AGV para substrato a base de etanol. Legenda: ácidos totais (●), ácido acético (▲) e ácido propiônico (■)..... 123

- Figura 5.56 – Perfis temporais de concentração de matéria orgânica, como DQO (a) e concentração de etanol (b), utilizando etanol como substrato e vazão de recirculação de $6 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$, que corresponde a V_a de $7,64 \text{ m}.\text{h}^{-1}$. Legenda: (●) pontos obtidos e (—) modelo ajustado..... 124
- Figura 5.57 – Resultados do monitoramento da temperatura afluyente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75% 131
- Figura 5.58 – Resultados do monitoramento do pH afluyente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75% 131
- Figura 5.59 – Resultados do monitoramento de AVT afluyente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%..... 131
- Figura 5.60 – Resultados do monitoramento de AB afluyente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75% 132
- Figura 5.61 – Resultados do monitoramento de DQO total afluyente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%..... 132
- Figura 5.62 – Resultados do monitoramento de DQO particulada afluyente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75% 132
- Figura 5.63 – Resultados do monitoramento de DQO filtrada afluyente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75% 133
- Figura 5.64 – Resultados do monitoramento de ST afluyente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75% 133
- Figura 5.65 – Resultados do monitoramento de STF afluyente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%..... 133
- Figura 5.66 – Resultados do monitoramento de STV afluyente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%..... 134
- Figura 5.67 – Resultados do monitoramento de SST afluyente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%..... 134
- Figura 5.68 – Resultados do monitoramento de SSF afluyente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%..... 134
- Figura 5.69 – Resultados do monitoramento de SSV afluyente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%..... 135
- Figura 5.70 – Resultados do monitoramento de SDT afluyente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%..... 135

- Figura 5.71 – Resultados do monitoramento de SDF afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%..... 135
- Figura 5.72 – Resultados do monitoramento de SDV afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%..... 136
- Figura 5.73 – Perfis temporais de pH (●), temperatura (+) e POR (►) da condição de operação com batelada alimentada de 2 horas, seguindo de batelada 138
- Figura 5.74 – Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais (▣ AVT) e alcalinidade a bicarbonato (● AB) (a) e perfis temporais da concentração de ácidos totais (■), ácido acético (▲) e ácido propiônico (●) por cromatografia (b) da condição de operação com batelada alimentada de 2 horas, seguindo de batelada 138
- Figura 5.75 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), filtrada (b), particulada (c) e média (d) da condição de operação com batelada alimentada de 2 horas, seguindo de batelada. Legenda: DQO total (○/●), DQO filtrada (▣/■) e DQO particulada (☆/★). Símbolos vazados: entrada. Símbolos preenchidos: dentro do reator 139
- Figura 5.76 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de operação com batelada alimentada de 2 horas, seguindo de batelada. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (■) 140
- Figura 5.77 – Perfis temporais de pH (●), temperatura (+) e POR (►) da condição de operação com batelada alimentada de 4 horas, seguindo de batelada 142
- Figura 5.78 – Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais (▣ AVT) e alcalinidade a bicarbonato (● AB) (a) e perfis temporais da concentração de ácidos totais (■), ácido acético (▲) e ácido propiônico (●) por cromatografia (b) da condição de operação com batelada alimentada de 4 horas, seguindo de batelada 142
- Figura 5.79 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), filtrada (b), particulada (c) e média (d) da condição de operação com batelada alimentada de 4 horas, seguindo de batelada. Legenda: DQO total (○/●), DQO filtrada (▣/■) e DQO particulada (☆/★). Símbolos vazados: entrada. Símbolos preenchidos: dentro do reator 143
- Figura 5.80 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de operação com batelada alimentada de 4 horas, seguindo de batelada. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (■) 144
- Figura 5.81 – Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para operação do reator em batelada alimentada de **2 horas**. Legenda: (●▲■) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados 145
- Figura 5.82 - Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para operação do reator em batelada alimentada de **4**

- horas.** Legenda: (●▲) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados..... 146
- Figura 5.83 – Estimativa de biomassa aderida no material suporte em mg STV/mg espuma, para cada valor de V_a estudado 149
- Figura 5.84 – Microscopia ótica de contraste de fase: (a) bactérias fototróficas anoxigênicas, células semelhantes a *Chromatium* sp., 1250X; (b) bactérias fototróficas anoxigênicas, células semelhantes a *Thiocapsa* sp., 1000X; (c) bacilos curvos e com bordas arredondadas, semelhantes a células redutoras de sulfato, 1000X; e (d) células semelhantes a *Methanosarcina* sp., 1600X. Fonte: Sarti et al. (2006) 151
- Figura 5.85 – Exemplos de morfologias predominantes no inóculo (aumento 1500X): (a) grânulo de inóculo (aumento 75X), presença de rotífero na borda do grânulo; (b) microrganismos semelhantes a feixe de *Methanosaeta* sp.; (c) célula semelhante a microrganismos quimio-anoxigênicos; (d) células filamentosas, bacilos e espiroquetas; (e) aglomerado de microrganismos; (f) arranjo de cocos, (g) e (h) microrganismos semelhantes a feixe de *Methanosaeta* sp..... 154
- Figura 5.86 – Exemplos de morfologias predominantes na condição de V_a 1,27 m.h⁻¹. Microscopia ótica com aumento de 1500X: (a) células ovaladas com inclusões, semelhantes a microrganismos quimioanoxigênicos; (b) bacilos curvos, bacilos em cadeia; (c) bacilos fluorescentes; (d) microrganismo semelhante a *Methanosaeta* sp. Microscopia eletrônica de varredura (MEV), com aumento de 5000X: (e) cocos agrupados, bacilos, bacilos em cadeia e microrganismo semelhante a *Methanosaeta* sp.; (f) célula filamentosa, cocos e bacilos; (g) cocos; (h) vista da superfície da espuma de poliuretano colonizada, aumento de 85X..... 155
- Figura 5.87 – Exemplos de morfologias predominantes na condição de recirculação com V_a de 3,82 m.h⁻¹. Microscopia ótica com aumento de 1500X: (a) e (b) microrganismos semelhantes a *Methanosarcina* sp.; (c) células quimioanoxigênicas, microrganismo semelhante a *Beggiatoa* sp.; (d) células quimioanoxigênicas agrupadas e (e) dispersas; (f) e (g) "tapete" de cocos ou células semelhantes a microrganismos quimioanoxigênicos, com aumento de 2000X e 7000X, respectivamente; e (f) microrganismos de diversas morfologias e bacilos em cadeia..... 156
- Figura 5.88 – Exemplos de morfologias predominantes na condição de recirculação com V_a de 7,64 m.h⁻¹. Microscopia ótica com aumento de 1500X: (a) e (b) microrganismos semelhantes a *Methanosarcina* sp.; (c) células quimioanoxigênicas, (d) microrganismos filamentosos. MEV, com aumento de 5000X: (e) bacilos ovalados, bacilos em cadeia, cocos agrupados; (f) cocos e bacilos de diversas morfologias dispersos. MEV com aumento de 80 e 93X: (g) colonização da espuma de poliuretano na superfície e (h) colonização na espuma de poliuretano no meio 157
- Figura 5.89 – Exemplos de morfologias predominantes na condição de recirculação com V_a de 10,19 m.h⁻¹. Microscopia ótica com aumento de 1500X: No meio da espuma: (a) cocos agrupados com inclusões e (b) bacilos retos dispersos; na superfície da espuma: (c) cocos com inclusões dispersos e (d) bacilos florescentes; microrganismos filamentosos. MEV, com aumento de

8000X: (e) bacilos em cadeia, cocos dispersos; (f) bacilos de diversas morfologias dispersos; (g) e (h) cocos.....	158
Figura 5.90 – Gel de DGGE mostrando a diversidade bacteriana presente no reator ASBBR na condição de V_a 7,64 m.h ⁻¹ (gradiente desnaturante de 30 a 70%)	159
Figura 5.91 – Árvore filogenética baseada em aproximadamente 200 pares de bases da sequência do 16S bacteriano. O alinhamento feito em Genedoc e a árvore foram construídos com o auxílio de PAULP método “neighbour-joining” usando algoritmo Tamura-Ney. A árvore foi enraizada com <i>T. ruber</i> e <i>T. ammoniificans</i> e os valores de “bootstrap” para 100 réplicas aparecem nas junções do filograma. As seqüências obtidas nesse trabalho aparecem como k01LPB, k02LPB, K03LPB, K04LPB, K05LPB, k06LPB e K07LPB seguindo a ordem do gel de onde foram extraídas. As seqüências utilizadas para o alinhamento e a construção da árvore foram obtidas no Genbank.....	160
Figura 5.92 - Eficiências de remoções de DQO _{TOTAL} no reator ASBBR. 1ª etapa de operação de Vela (2006).	162
Figura 5.93 – Imagem da espuma de poliuretano antes e após a operação do reator ASBBR.....	164
Figura 10.1 – Monitoramento da temperatura ambiente e interna do ASBBR no decorrer dos ciclos. Legenda: (□) temperatura ambiente máxima, (*) temperatura ambiente mínima, (●) temperatura do líquido afluente ao ASBBR, (■) temperatura líquido efluente ao ASBBR, (—) temperatura ambiente média e (.....) temperatura média do líquido	182
Figura 10.2 – Monitoramento do pH no decorrer dos ciclos. Legenda: (□) pH afluente ao ASBBR, (●) pH efluente ao ASBBR	182
Figura 10.3 – Monitoramento da concentração de alcalinidade a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), afluentes e efluentes, no decorrer dos ciclos. Legenda: (*) AB afluente, (●) AB efluente, (□) AVT afluente e (■) AVT efluente.....	183
Figura 10.4 – Monitoramento da concentração de matéria orgânica afluente e efluente, medida como DQO total e filtrada, no decorrer dos ciclos. Legenda: (□) DQO afluente total, (■) DQO efluente total, (●) DQO afluente filtrada, (*) DQO efluente filtrada	183
Figura 10.5 – Monitoramento da concentração de sólidos totais (ST). Legenda: (□) ST afluente e (■) ST efluente	184
Figura 10.6 – Monitoramento da concentração de sólidos totais voláteis (STV). Legenda: (□) STV afluente e (■) STV efluente.....	184
Figura 10.7 – Monitoramento da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV). Legenda: (□) SSV afluente e (■) SSV efluente	185
Figura 11.1 – Monitoramento da temperatura ambiente e interna do ASBBR no decorrer dos ciclos de batelada alimenta. Legenda: (□) temperatura ambiente máxima, (*) temperatura ambiente mínima, (●) temperatura do líquido afluente ao ASBBR (■) temperatura líquido efluente ao ASBBR.....	187
Figura 11.2 – Monitoramento do pH no decorrer dos ciclos. Legenda: (□) pH afluente ao ASBBR, (●) pH efluente ao ASBBR	187

- Figura 11.3 – Monitoramento da concentração de alcalinidade a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), afluentes e efluentes, no decorrer dos ciclos. Legenda: (*) AB afluente, (●) AB efluente, (□) AVT afluente e (■) AVT efluente..... 188
- Figura 11.4 – Monitoramento da concentração de matéria orgânica afluente e efluente, medida como DQO total e filtrada, no decorrer dos ciclos. Legenda: (□) DQO afluente total, (■) DQO efluente total, (●) DQO afluente filtrada, (*) DQO efluente filtrada 188
- Figura 11.5 – Monitoramento da concentração de sólidos totais (ST). Legenda: (□) ST afluente e (■) ST efluente 189
- Figura 11.6 – Monitoramento da concentração de sólidos totais voláteis (STV). Legenda: (□) STV afluente e (■) STV efluente..... 189
- Figura 11.7 – Monitoramento da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV). Legenda: (□) SSV afluente e (■) SSV efluente 190

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Aplicações do reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais com biomassa imobilizada	13
Tabela 3.2 – Valores médios das variáveis monitoradas durante operação do ASBBR estudado por Lapa et al. (2005) e Garcia (2005)	29
Tabela 3.3 – Parâmetros cinéticos obtidos para faixa de dados estudados.....	30
Tabela 3.4 – Parâmetros cinéticos medidos para várias temperaturas	30
Tabela 3.5 – Parâmetros cinéticos de primeira ordem obtidos para diferentes velocidades de agitação magnética.	31
Tabela 3.6 – Parâmetros cinéticos de primeira ordem obtidos para diferentes velocidades de agitação mecânica no ASBBR	32
Tabela 4.1 – Estimativa do diâmetro equivalente médio da abertura superficial e dos alvéolos da espuma de poliuretano	41
Tabela 4.2 – Características principais do esgoto sanitário afluente aos reatores, sendo N – número de amostragens; X – média e DP - desvio padrão.....	45
Tabela 4.3 – Solução de metais traço (Vazoller, 1989)	51
Tabela 4.4 – Composição da solução de vitaminas (Vazoller, 1989)	52
Tabela 5.1 – Análise estatística da temperatura e pH para a etapa de estudo de recirculação da fase líquida.....	80
Tabela 5.2 – Valores médios dos parâmetros de monitoramento do reator sob cada velocidade ascensional estudada.....	84
Tabela 5.3 – Atividade metanogênica específica para cada valor de V_a estudado.....	110
Tabela 5.4 – Valores médios utilizados de DQO e valores obtidos das constantes cinéticas aparentes (k_1^{ap}), das constantes de concentração residual sobre concentração inicial de matéria orgânica (C_S/C_{SR}) e coeficiente de correlação (R^2).....	115
Tabela 5.5 – Análise estatística da temperatura e pH para toda a etapa de estudo de alimentação em batelada alimentada seguido de batelada.....	126
Tabela 5.6 – Valores médios dos parâmetros de monitoramento do reator ASBBR sob cada condição de batelada alimentada estudado.....	130
Tabela 5.7 – Validação do modelo matemático para batelada alimentada de 2 e 4 horas ..	147
Tabela 5.8 – Estimativa de biomassa aderida ao material suporte para cada V_a estudado.	149
Tabela 5.9 – Estimativa de biomassa aderida no material suporte no estudo de batelada alimentada	161

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

σ :	coeficiente de tempo [T]
μ_S :	velocidade específica de consumo de substrato
σ_R :	desvio padrão da distribuição
$\overline{R}$:	média de R
AB:	alcalinidade a bicarbonato, medida como CaCO_3 [M.V^{-1}]
AGV:	ácidos graxos voláteis [M.V^{-1}]
AME:	atividade metanogênica específica [mmoles.g SV]
ASBBR:	<i>anaerobic sequencing batch biofilm reactor</i>
ASBR:	<i>anaerobic sequencing batch reactor</i>
AT:	alcalinidade total, medida como CaCO_3 [M.V^{-1}]
AVT:	ácidos voláteis totais, medido como ácido acético [M.V^{-1}]
C:	valor normalizado de condutividade ($\mu\text{S.cm}^{-1}$)
C_f :	valor normalizado de condutividade final ($\mu\text{S.cm}^{-1}$)
C_i :	valor normalizado de condutividade inicial ($\mu\text{S.cm}^{-1}$)
COV:	carga orgânica volumétrica [$\text{M.V}^{-1}.\text{T}^{-1}$]
COVT:	carga orgânica volumétrica média, em relação ao volume total do reator [$\text{M.V}^{-1}.\text{T}^{-1}$]
CS:	concentração de substrato [M.V^{-1}]
C_{S0} :	concentração de substrato inicial afluente [M.V^{-1}]
C_{sf} :	concentração de substrato limitante na vazão de alimentação [M.V^{-1}]
C_{SR} :	concentração de substrato residual [M.V^{-1}]
Cx:	concentração de biomassa [M.V^{-1}]
DQO:	demanda química de oxigênio [M.V^{-1}]
DQO_{CH_4} :	carga de DQO correspondente a cada ácido orgânico adicionado no frasco-reator correspondente (g DQO)
EEM:	Escola de engenharia de Mauá
EESC:	Escola de Engenharia de São Carlos
Efic.:	eficiência [%]

EP:	espuma de poliuretano
ETE:	estação de tratamento de esgoto
F:	vazão volumétrica de alimentação [$V.T^{-1}$]
FAPESP:	Fundação de Amparo a Pesquisa do Estado de São Paulo
GTA:	glutaraldeído
$k(T)$:	fator de correção para a temperatura operacional do reator [$M.V^{-1}$]
K:	DQO correspondente a um mmol de CH_4 (64 g DQO. mol^{-1})
k_1^{ap} :	constante cinética aparente de primeira ordem [T^{-1}]
k_{1SS}^{app} :	constante cinética aparente de primeira ordem para sólidos suspensos [T^{-1}]
k_{di} :	constante de morte celular [T^{-1}]
k_{max} :	velocidade específica máxima de remoção de substrato [T^{-1}]
K_p :	velocidade específica de solubilização de primeira ordem [T^{-1}]
K_s :	coeficiente de meia-velocidade de saturação [$M.V^{-1}$]
L/D:	altura sobre diâmetro
led:	<i>light emitting diode</i>
M.O.:	matéria orgânica
MEV:	microscopia eletrônica de varredura
MLVSS:	sólidos suspensos voláteis no líquido em mistura [$M.V^{-1}$]
N:	intensidade de agitação
N_1 :	número de resíduos positivos
N_2 :	número de resíduos negativos
p:	pressão atmosférica (atm)
PCE:	percloetileno
PEBD:	polietileno de baixa densidade reciclado
PEC:	polímeros extracelulares
pH:	potencial hidrogeniônico
POR:	potencial de óxido redução
R:	constante dos gases ($0,08206 \text{ atm.L (mol.}^\circ\text{K)}^{-1}$)
R:	número de vezes que a seqüência de resíduos muda de sinal
R^2 :	coeficiente de correlação

R_{afi} :	amostra afluyente ao reator
R_{eff} :	amostra efluente do reator
rpm:	rotações por minuto
r_s :	velocidade de consumo de substrato
RTR:	resposta térmica relativa
RU:	restaurante universitário
S/X:	substrato sobre microrganismo
S_0/X_0 :	substrato inicial sobre microrganismo inicial
SDF:	sólidos dissolvidos fixos $[M.V^{-1}]$
SDT:	sólidos dissolvidos totais $[M.V^{-1}]$
SDV:	sólidos dissolvidos voláteis $[M.V^{-1}]$
SHS:	Departamento de hidráulica e saneamento
SSF:	sólidos suspensos fixos $[M.V^{-1}]$
SST:	sólidos suspensos totais $[M.V^{-1}]$
SSV:	sólidos suspensos voláteis $[M.V^{-1}]$
ST:	sólidos totais $[M.V^{-1}]$
STF:	sólidos totais fixos $[M.V^{-1}]$
STV:	sólidos totais voláteis $[M.V^{-1}]$
t:	tempo de mistura (t_m) [T]
t_0 :	tempo de atraso [T]
TDH:	tempo de detenção hidráulico [T]
t_F/t_C :	tempo de alimentação dividido pelo tempo de ciclo
TRC:	tempo de retenção celular [T]
UASB:	<i>upflow anaerobic sludge blanket</i>
UFSCar:	Universidade Federal de São Carlos
V_A/V_U :	volume de água residuária alimentado por ciclo dividido pelo volume de água residuária dentro do reator
V_a :	velocidade ascensional $[C.T^{-1}]$
V_{max} :	velocidade específica máxima $[M.M^{-1}.T^{-1}]$
v_s :	velocidade de consumo de substrato
Y_i :	fator de rendimento $[M.M_{-1}]$
Z:	teste de randomicidade

RESUMO

LAPA, K.R. (2006). Avaliação da recirculação da fase líquida e do regime de alimentação em reator anaeróbio, em escala piloto, operado em bateladas seqüenciais contendo biomassa imobilizada (ASBBR), no tratamento de esgoto sanitário. 190p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Avaliou-se a influência da recirculação da fase líquida e do regime de alimentação em reator anaeróbio no tratamento de esgoto sanitário. Utilizou-se um reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais, contendo biomassa imobilizada (ASBBR), em escala piloto, com volume total de $1,2 \text{ m}^3$ (ϕ 1,0 m e altura 1,53 m). O leito suporte para a imobilização da biomassa era constituído por matrizes cúbicas de espuma de poliuretano, com 5 cm de aresta, confinadas em cesto de aço inox 304, colocado no interior do reator. A influência da recirculação da fase líquida sobre o desempenho do ASBBR quanto à remoção de matéria orgânica e quanto ao arraste de sólidos foi avaliada submetendo-se o reator às velocidades ascensionais de 1,27; 3,82; 7,64 e $10,18 \text{ m.h}^{-1}$ resultantes das diferentes vazões de recirculação impostas. Contrariamente ao observado em pesquisas anteriores em reatores operados em escala de bancada e alimentados com água residuária sintética, não houve aumento significativo da eficiência do reator com o aumento da velocidade ascensional no tratamento de esgoto sanitário. A influência do regime de alimentação de esgoto sanitário no desempenho do ASBBR foi avaliada submetendo-se o reator a tempos de enchimento correspondentes a 0,25 e 0,5 do tempo total de ciclo, utilizando-se a vazão de recirculação de $6 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$, que foi a que apresentou os melhores resultados nos ensaios anteriores. Concluiu-se que o reator pode ser operado sob batelada alimentada com duração de até 0,5 tempo de ciclo, sem que seu desempenho seja significativamente alterado. Esse resultado é importante, pois representa que o sistema de tratamento composto por reatores ASBBR pode ser projetado com número menor de reatores. A fim de esclarecer dúvidas sobre o desempenho do ASBBR observado no tratamento de água residuária de composição complexa (esgoto sanitário), o reator foi alimentado com água residuária facilmente degradável (etanol). O desempenho do reator foi aquém do esperado, mesmo quando alimentado com composto de fácil degradação. Os ensaios de atividade

metanogênica específica (AME) demonstraram que houve decréscimo dos valores de AME com o aumento da velocidade ascensional. Os valores obtidos foram 0,0632; 0,0509; 0,0248 e 0,0299 g DQO-CH₄.(g STV.d)⁻¹, respectivamente, para os valores de V_a de 1,27; 3,82; 7,64 e 10,19 m.h⁻¹. Concluiu-se que a baixa eficiência de remoção de matéria orgânica deveu-se ao abaixamento progressivo da atividade metanogênica do lodo, cujas causas não puderam ser completamente esclarecidas nesta pesquisa.

Palavras-chave: reator anaeróbio seqüencial em batelada, ASBBR, esgoto sanitário, agitação, forma de alimentação, biomassa imobilizada, espuma de poliuretano, tratamento de águas residuárias, atividade metanogênica específica.

ABSTRACT

LAPA, K.R. (2006). Influence of the liquid phase recirculation and the feeding regimen on a pilot anaerobic immobilized biomass sequencing batch reactor treating domestic sewage. 190p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

The influence of the liquid phase recirculation and the feeding regimen on the performance of an anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass (ASBBR) applied for the treatment of domestic sewage was evaluated. Biomass immobilization was provided by a basket containing cubic polyurethane foam matrices (5 cm side) inside the 1.2 m³ (1.0 m diameter and 1.53 m height) pilot-scale reactor. The influence of the liquid phase recirculation on the reactor performance in respect to organic matter and solids wash-out was verified by subjecting the reactor to a wide range of up flow velocities (1.27; 3.82; 7.64 and 10.18 m.h⁻¹) resulting from different recirculation flow rates imposed. The increase of the up flow velocity did not increase the efficiency of the pilot reactor as expected. This result contradicts those obtained with bench-scale ASBBR experiments treating synthetic wastewaters. The influence of the feeding regimen was verified by subjecting the reactor to feeding times correspondent to 0.25 and 0.50 of the total cycle time, at the recirculation flow rate of 6 m³.h⁻¹. It could be concluded that the reactor can be operated at the feeding batch mode up to 0.5 of the cycle time. This result is important for full scale applications considering that a treatment system composed of ASBBR reactors can be designed using a lower number of units. In order to clear some aspects related to the limited performance of the ASBBR reactor treating a complex wastewater (sewage), the reactor was subjected to an easily degradable wastewater (ethanol). However, the performance was not improved even when the reactor was treating an easily degradable compound. The results from the specific methanogenic activity (SMA) demonstrated a decrease on the values of SMA with the increase of the up flow velocity. The values of SMA were 0.0632; 0.0509; 0.0248 and 0.0299 g DQO-CH₄.(g STV.d)⁻¹ for the V_a of 1.27; 3.82; 7.64 and 10.19 m.h⁻¹ respectively. It could be concluded that the low efficiency obtained for organic matter removal was due mainly to the progressive decrease of the sludge methanogenic activity. The causes for that behaviour could not be completely explained in this research. It could be concluded that the reactor performance was

clearly limited by the low productivity of the methanogenic populations present in the biomass.

Keywords: anaerobic sequential batch reactor, ASBBR, wastewater, mixing, feeding protocol, immobilized biomass, polyurethane foam, wastewater treatment, specific methanogenic activity.

1. Introdução

Entre os muitos sistemas de tratamento de águas residuárias que utilizam processos biológicos, destacam-se os processos biológicos anaeróbios, por possuírem vantagens significativas se comparados aos processos aeróbios convencionais. Essas vantagens incluem, principalmente, o baixo consumo de energia e a produção de pequena quantidade de lodo de descarte. No entanto, é importante esclarecer que não há uma solução única para todos os casos de tratamento de efluentes. Faz-se necessário um estudo para cada situação, incluindo pesquisas e projetos de viabilidade técnico-econômica-ambiental.

Neste sentido, com a intenção de encontrar soluções técnicas viáveis e de baixo custo para o tratamento de águas residuárias, o estudo dos reatores anaeróbios tomou impulso nos últimos vinte anos.

É sabido que no processo da digestão anaeróbia ocorre a biotransformação dos compostos orgânicos devido à ausência de oxigênio comoceptor final de elétrons. O lodo excedente, quantitativamente menor que o produzido nos processos aeróbios, possui alto grau de estabilização e o gás metano produzido pode ser utilizado como fonte de energia elétrica ou térmica (exemplo: produção de energia elétrica em granjas de suinocultura, produção de energia térmica para tornar o lodo inerte, etc). Além disso, atualmente se estuda o aproveitamento dos subprodutos do tratamento anaeróbio de efluentes, como forma de incentivar as indústrias e municípios a tirarem proveito do tratamento de suas águas residuárias, bem como viabilizar economicamente o processo de tratamento de despejos.

No Brasil, sistemas de tratamentos de águas residuárias industriais e municipais que ocupam grandes áreas, como é o caso dos sistemas de lagoas de estabilização, ainda amplamente utilizados. Porém, a constante urbanização das cidades criou a necessidade de implantação de tecnologias que ocupassem área

menor, criando, conseqüentemente, condições para o desenvolvimento de novas configurações de sistemas anaeróbios para tratamento de esgoto sanitário. Essas novas configurações de reatores anaeróbios visam, entre outros objetivos, atender à necessidade de melhor aproveitamento das áreas disponíveis nos centros urbanos e cercanias.

O desenvolvimento de reatores biológicos para tratamento de águas residuárias envolve o estudo de aspectos cinéticos, hidrodinâmicos e microbiológicos, permitindo obter maior conhecimento do processo para tornar possível a concepção de projetos que aproveitem, ao máximo, o volume útil reacional, com conseqüente diminuição do volume total dos reatores, sem perda de desempenho, mantendo-se a estabilidade do processo.

A biotecnologia anaeróbia tem se desenvolvido de forma extraordinária, com utilização de reatores contendo biomassa imobilizada. A imobilização ocorre por meio da formação de biofilme aderido ao material suporte, ou pela formação de lodo auto-imobilizado (granular), tornando independente o tempo de detenção hidráulica (TDH) do tempo de retenção celular (TRC), sem a necessidade de uso de decantadores secundários e de sistemas de recirculação de lodo. Isso possibilita maior contato do substrato com os microrganismos com conseqüente diminuição do volume reacional, tornando-os economicamente mais viáveis.

Uma nova configuração proposta para reatores aplicados ao tratamento de águas residuárias consiste nos reatores anaeróbios descontínuos, pois apresentam grandes vantagens e potencial de utilização para o tratamento de diversas águas residuárias, domésticas e industriais. Foi avaliado, em escala de laboratório, o sistema chamado de "lodo ativado anaeróbio". Esse estudo envolvia a operação em batelada, sedimentação interna e a separação do sobrenadante clarificado (SUNG e DAGUE, 1995). Iniciavam-se, portanto, os estudos do sistema denominado de "reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais" (ASBR - *anaerobic sequencing batch reactor*). Além dos pesquisadores norte-americanos do Departamento de Engenharia Civil da Universidade Estadual de Iowa liderados por Richard Dague (DAGUE et al., 1992), canadenses do Departamento de Engenharia Civil - Universidade de Ottawa foram pioneiros no desenvolvimento dessa configuração de reator (FERNANDES et al., 1993). Desde então, foram realizados

diversos estudos que confirmaram as vantagens do processo descontínuo sobre os contínuos (Dague et al., 1992; Fernandes et al., 1993; Sung e Dague, 1995; Angenent e Dague, 1995; Timur e Öztürk, 1999). No caso de reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial, soma-se a facilidade de instrumentação e controle da unidade.

No Brasil, esse tipo de reator foi estudado por grupos do Instituto de Pesquisas Hidráulicas na Universidade Federal do Rio Grande do Sul (IPH/UFRGS). Atualmente, pesquisadores do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos – EESC/USP e da Escola de Engenharia de Mauá – EEM desenvolvem pesquisas em conjunto, desde 1998, com apoio da FAPESP. Através do Programa de Jovens Pesquisadores em Centros Emergentes da EEM (FAPESP Proc. 97/05987-3), foi concebido e estudado o reator anaeróbio operado em batelada seqüencial com biomassa imobilizada (ASBBR - *anaerobic sequencing batch biofilm reactor*), enfocando a otimização e aplicação dessa nova tecnologia (Ratusznei et al., 2000). Adicionalmente, a EESC/USP estuda, além de escala de bancada, a aplicação do ASBR e ASBBR em escala piloto. Esses trabalhos visam a otimização dessa tecnologia para aplicação em escala real e uso em tratamento de despejos industriais e municipais (consultar Tabela 3.1)

Alguns dos problemas que afetam a eficiência do tratamento no ASBR são ocorrências de zonas mortas, alto tempo de sedimentação, lavagem de sólidos, período longo de partida, inibição devido à sobrecarga orgânica e pouco conhecimento sobre estratégias de agitação e de alimentação. A fim de prover bases racionais para projetos mais seguros desses reatores, tais estudos têm se voltado não apenas a aspectos tecnológicos de reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais, mas também a aspectos fundamentais, tais como transferência de massa, intensidade de agitação, forma de alimentação, cinética e hidrodinâmica (Zaiat et al., 2001).

Foi proposta deste trabalho avaliar o desempenho do reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais, com biomassa aderida em espuma de poliuretano, no tratamento de esgoto sanitário, construído em escala piloto (1200 L). Foram avaliadas as formas de mistura por recirculação da fase líquida e alimentação do meio líquido a fim de se obter parâmetros cinéticos e verificar, em escala maior,

se os resultados obtidos em reatores de bancada são transferidos para as condições de campo.

2. Objetivos

É proposta desta investigação avaliar a influência do regime de recirculação da fase líquida e do regime de alimentação de substrato sobre o desempenho de reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais, contendo biomassa imobilizada (ASBBR), em escala piloto, utilizado no tratamento de esgoto sanitário, proveniente da Universidade de São Paulo (Campus de São Carlos).

Frente à proposta de trabalho apresentada, os objetivos específicos da pesquisa são:

- Etapa 1: concepção, projeto, construção e operação automatizada de um reator anaeróbio do tipo ASBBR, contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano;
- Etapa 2: estudo hidrodinâmico para determinação do grau de homogeneidade do sistema de reação e determinação do tempo de mistura;
- Etapa 3: avaliação da influência da recirculação da fase líquida sobre o desempenho do ASBBR quanto à remoção de matéria orgânica e quanto ao arraste de sólidos, através da operação do reator com velocidades ascensionais de 1,27; 3,82; 7,64 e 10,18 m.h⁻¹;
- Etapa 4: avaliação do regime de alimentação de esgoto sanitário ao reator, variando o tempo de enchimento do reator em 0, ¼ e ½ do tempo de ciclo total, com utilização da melhor condição de recirculação estudada na Etapa 3;
- Etapa 5: testes no reator ASBBR com substrato de fácil degradação (etanol) e degradação complexa (esgoto sanitário) para o mesmo protocolo de operação;
- Etapa 6: obtenção de parâmetros cinéticos para cada velocidade ascensional obtida e para tempo de alimentação estudado.

3. Revisão bibliográfica

3.1. Reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais

Os estudos sobre o reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais – *anaerobic sequencing batch reactor* (ASBR) – intensificaram-se a partir do estudo realizado por Richard R. Dague e sua equipe, a partir de 1992. Esta configuração de reator surgiu durante a realização de pesquisas utilizando o sistema anaeróbio de lodos ativados, na década de 1960. Foi observada a importância do tempo de retenção celular (TRC) em processos anaeróbios metanogênicos (DAGUE et al., 1966¹ apud SCHMIT e DAGUE, 1993). Nesse reator, a biomassa anaeróbia floculava de modo semelhante ao que ocorria em processos de lodos ativados aeróbios e a eficiência da floculação era afetada principalmente pela carga orgânica, particularmente pela razão substrato/microrganismo (S/X). Baixas concentrações de substrato perto do final do tempo de reação produziram efluente de melhor qualidade pois era favorecido a biofloculação e a separação de sólidos (DAGUE et al., 1992).

O trabalho de Schmit e Dague (1993) com o ASBR foi motivado pela pesquisa anterior de Schroepfer² et al. (1955 apud SCHMIT E DAGUE, 1993) e colaboradores, que trabalharam com água residuária de indústria de processamento de carne (*meat packing waste*), usando o sistema conhecido por “processo de contato anaeróbio”. O processo utilizado era semelhante ao processo anaeróbio de lodos ativados e empregava sedimentador secundário para remover sólidos em suspensão (biomassa), promovendo o retorno do lodo sedimentado ao reator.

¹ DAGUE, R. R.; McKINNEY, R. E.; PFEFFER, J. T. (1996) Anaerobic activated sludge. *Journal Water Pollution Control Federation*, v.38, n.2, p.220-26.

² SCHROEPFER, G. J.; FULLEN, W. J.; JOHNSON, A. S.; ZIEMKE, N. R.; ANDERSON, J. J. (1955) The anaerobic contact process as applied to packinghouse wastes. *Sewage Industrial Wastes*, v.27, n.4, p.460-486.

A característica básica do reator operado em bateladas seqüenciais, com fluxo descontínuo ou intermitente, consiste no preenchimento do reator com água residuária no início do tempo de reação e esvaziamento ao final do processo. O tratamento de águas residuárias no ASBR ocorre em quatro etapas realizadas seqüencialmente: alimentação, reação, sedimentação, descarga e repouso (opcional). A primeira fase é a fase de alimentação, em que o reator é alimentado com volume pré-determinado de água residuária. A segunda fase é a fase de reação, na qual o reator é misturado por período de tempo pré-determinado. Transcorrido o tempo de reação, ocorre a terceira etapa, que é a fase de sedimentação. Após a sedimentação da biomassa, o sobrenadante é descartado (efluente final), o que completa as quatro etapas da operação. Em seguida, o reator está apto para receber nova carga, caracterizando as bateladas seqüenciais.

No início da fase de reação, a alta concentração de substrato resulta em alta atividade metabólica, que promove remoção de matéria orgânica. No transcorrer do período de reação, a quantidade de substrato diminui progressivamente, assim como a produção de gás. Essas condições favorecem a floculação e facilitam a sedimentação da biomassa na etapa posterior. A operação sob condições alternadas de excesso e escassez de substratos, no ASBR, é essencial para a obtenção de alta eficiência de conversão de substrato a metano, alta floculação e sedimentação da biomassa, sem a necessidade da existência de decantador externo (Dague et al., 1992). O tempo necessário para que essa fase seja completada depende de vários parâmetros: composição do substrato, qualidade desejada do efluente, concentração da biomassa e temperatura do efluente.

Comparado a um reator semelhante de alimentação contínua, segundo Speece (1996), o volume requerido para o tanque pode ser maior, quando comparado com reator contínuo. No entanto, no reator descontínuo não há necessidade de sedimentador em separado e de recirculação externa de lodo biológico. Devido a estas características operacionais, o processo anaeróbio descontínuo de tratamento de água residuária pode ser aplicado sob condições especiais como (ZAIAT et al., 2001):

- Em indústrias que produzem água residuária intermitentemente, ou apenas em algumas épocas do ano (sazonalmente);
- Quando o padrão de emissão de efluentes é muito restritivo ou quando a água residuária contém compostos orgânicos recalcitrantes. Nesses casos, a descarga do efluente pode ser feita somente quando a qualidade do efluente for garantida, ou o composto tóxico tiver atingido degradação satisfatória;
- Em sistemas que objetivam o reuso de água residuária ou a recuperação de compostos dissolvidos. Nesses casos, o controle sobre a reutilização da água tratada pode ser maior e melhor do que em sistemas contínuos;
- Em pesquisas fundamentais, a fim de elucidar alguns aspectos da degradação anaeróbia, devido à facilidade de instrumentação e controle do processo.

Segundo Zaiat et al. (2001), o ASBR possui algumas vantagens sobre as tecnologias anaeróbias correntes, como: redução dos curtos circuitos (dependendo do tipo de configuração); maior possibilidade de controle de qualidade do efluente; dispensa a presença de decantadores primários e secundários; controle adequado do processo; obtenção de alta eficiência na remoção de matéria orgânica; operação simples e processo estável.

3.2. Reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais com biomassa granular - ASBR

Os estudos iniciais no ASBR utilizaram substratos como leite em pó desnatado e efluente de suinocultura. Ocorreram altas remoções de demanda química de oxigênio (DQO), atingindo valores de até 80% para leite em pó desnatado e 92% de eficiência na remoção de sólidos suspensos voláteis (SSV) para efluente de suinocultura (DAGUE et al., 1992).

Schmit e Dague (1993) utilizaram o ASBR no tratamento de água residuária de suinocultura às temperaturas de 20, 25 e 35°C. Os autores concluíram que o processo empregado no reator foi capaz de obter a redução de 40 a 60% de sólidos voláteis (SV), para cargas de SV de 0,9 a 5,0 g.L⁻¹.d⁻¹, operando à temperatura de 20°C. Esse resultado é significativo, pois, em estudos anteriores nesse sistema, essas altas eficiências de remoção não haviam sido atingidas a essa temperatura. Quando operado sob baixas cargas orgânicas, o reator apresenta bom desempenho e produz

efluente com pouco odor. A estabilidade do efluente diminui quando a carga é aumentada, o que indica possível necessidade de tratamento adicional para altas cargas ou aumento do tempo de ciclo.

Em estudo sobre desempenho da digestão anaeróbia em ASBR, sob diferentes estratégias de operação e temperatura de 20°C, Massé et al. (1996) obtiveram resultados na redução do potencial de poluição de efluente de suinocultura, com remoção de 84 a 93% de DQO solúvel e 41 a 83% de DQO total, na produção de metano em relação aos sólidos voláteis acima de 0,48 L CH₄.(g SV)⁻¹ e sucesso na redução de odores. Os autores observaram que a digestão anaeróbia de efluente de suinocultura foi estável em reatores operados em bateladas seqüenciais. O processo apresenta baixo consumo de energia e a maior parte da energia produzida (na forma de biogás) poderia ser disponibilizada para uso na própria fazenda.

Massé et al. (1997) afirmaram que o ASBR é altamente adequado para tratamento de água residuária de suinocultura em temperatura psicrófila, porque oferece ótimas condições para a retenção de alta concentração de microrganismos de lento crescimento no reator. Dessa forma, é possível suportar mudanças ambientais tais como variações de temperatura, mudanças na taxa de carga orgânica volumétrica (COV) e presença de substâncias inibidoras. Para reatores operados em bateladas, a carga orgânica volumétrica pode ser calculada de acordo com a Eq. 1.

Eq. 1

$$COV = \frac{V_{alim\,diário} * C_S}{V_{reator}}$$

Na qual:

COV = carga orgânica volumétrica

C_S = concentração de DOQ afluente

V_{alim diário} = volume alimentado diariamente

V_{reator} = volume total do reator

Angenent et al. (2002a) estudaram os efeitos de diferentes inóculos para tratamento de água residuária de suinocultura em ASBR em escala de bancada. Concluíram que a escolha do inóculo afetou o período de partida, mas não o rendimento de produção de metano. O reator inoculado com lodo de lagoa anaeróbia atingiu a estabilidade operacional mais rapidamente que o reator inoculado com lodo de digestor anaeróbio.

Massé e Massé (2001) trataram água residuária de matadouro de suínos em ASBR. A redução da concentração de matéria orgânica foi superior a 90% independentemente da temperatura aplicada. Foram aplicadas cargas orgânicas volumétricas (COV) de 2,75; 2,94 e 4,93 kg.m⁻³.d⁻¹, para temperaturas de 20, 25 e 30°C, respectivamente. Para essas cargas orgânicas, os sistemas foram eficientes e apresentaram estabilidade operacional, resultando em alta taxa de conversão de DQO a metano.

Hollopeter e Dague (1994) conduziram pesquisa no tratamento de chorume de aterro sanitário municipal usando ASBR à temperatura constante de 35°C. Chorume de aterro sanitário é, geralmente, adequado para ser tratado anaerobiamente, devido à alta quantidade de ácidos graxos voláteis presentes. Entretanto, o chorume possui grande variação de composição, o que pode criar problemas na seleção e adequação do método de tratamento, que pode ou não ser bem sucedido, dependendo das características do chorume gerado. Os autores utilizaram sistema de tratamento de duas formas, ASBR e ASBR seguido de reator aeróbio, que serviu como unidade de polimento do efluente do reator anaeróbio. A COV aplicada, expressa em DQO, variou de 1,6 a 3,5 g.L⁻¹.d⁻¹. Os resultados preliminares indicaram que o sistema composto por ASBR acoplado a unidade aeróbia de polimento poderia ser desenvolvido para cada localidade, no tratamento localizado de chorume de aterros sanitários.

Nos estudos de Timur e Öztürk (1999), relativos ao tratamento de chorume bruto no ASBR, os autores obtiveram remoções de 64 a 85%, para COV de 0,4 a 9,4 g.L⁻¹.d⁻¹, expressas em DQO. Aproximadamente 83% da DQO removida foi convertida em metano.

O fenômeno da granulação em reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais, no tratamento de glicose, foi estudado por Wirtz e Dague (1997). O objetivo foi buscar métodos de minimização do tempo requerido para a partida de reatores anaeróbios. A fim de melhorar a granulação, foram testadas várias substâncias, como carvão ativado em pó, carvão ativado granular, sílica, polímeros e cloreto férrico. O polímero catiônico apresentou o melhor efeito benéfico na granulação, por reduzir o tempo necessário à formação de grânulos em aproximadamente 75%, comparado ao ASBR sem adições. Os autores observaram a

granulação da biomassa depois de, aproximadamente, 10 meses de operação, enquanto que no ASBR com adição de polímero catiônico a granulação foi atingida com um mês de operação.

Welper et al. (1997) estudaram em laboratório sistemas compostos por ASBR em série, operados a diferentes temperaturas, tratando substrato sintético à base de leite em pó desnatado. O sistema alcançou eficiências de remoção de 95 e 90% para DQO solúvel e total, respectivamente, com COV, expressa em DQO, acima de $22 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$. O reator da primeira fase foi operado a 55°C e o da segunda fase a 35°C . O tempo de ciclo foi de 18 horas (6 horas na fase I e 12 horas na fase II). Este sistema de duas fases incorporou vantagens dos processos termofílicos (altas velocidades de reação) e mesofílicos (efluente de melhor qualidade) e minimizou as desvantagens, como emissão de odores, comumente associados ao processo termofílico, e velocidades mais baixas do processo mesofílico.

Dugba e Zhang (1999) avaliaram o desempenho do sistema de dois estágios em reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais – operação termofílica versus mesofílica – no tratamento de água residuária de laticínios. A digestão anaeróbia em duas fases, com reatores operando a diferentes temperaturas, pode incorporar os processos termofílicos e mesofílicos em um único sistema, resultando, como benefícios, altas velocidades de digestão, eficácia na eliminação de bactérias fecais, estabilidade do processo, sendo economicamente favorável para tratamento de águas residuárias de instalações de criação de animais. Os autores concluíram que sistemas ASBR, em dois estágios, são também adequados para tratar águas residuárias de laticínios com tempos de reação de 3 a 6 dias.

Quatro reatores anaeróbios operados em bateladas seqüências, em escala de laboratório, foram usados por Ndon e Dague (1997) para tratar água residuária sintética, à base de leite em pó desnatado, com concentrações de DQO de 400, 600, 800 e 1000 mg.L^{-1} e temperaturas de 15, 20, 25 e 35°C . Os resultados do estudo mostraram eficiências de remoção de DQO solúvel de 80 a 90% em várias concentrações e temperaturas. Este trabalho demonstrou que o reator ASBR poderia ser usado para tratar águas residuárias de baixa carga a baixas temperaturas.

Os efeitos da concentração inicial de inóculo, na partida de ASBR, foram estudados por Reyes III e Dague (1995). O objetivo da pesquisa era desenvolver

protocolo de partida do ASBR e determinar a concentração ótima de biomassa no reator. Os autores constataram que o desempenho do ASBR foi limitado não pela remoção de substrato, mas pela retenção de sólidos no reator. Um protocolo efetivo de partida para o ASBR pode ser baseado no aumento progressivo de carga orgânica. O reator inoculado com 15.000 mg.L^{-1} de biomassa expressa como sólidos suspensos voláteis no líquido em licor misto (MLVSS) pôde assimilar carga de $10 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$, com remoção de DQO solúvel de 90%. A razão inicial de S/X de 0,5 permitiu partida rápida e estável. Entretanto, mesmo para altas razões de S/X, a remoção de DQO solúvel permaneceu elevada (90%) e a concentração de ácidos voláteis manteve-se baixa. Foram obtidas conclusões importantes relacionadas com a perda de biomassa na etapa de descarga do reator. Os autores concluíram, portanto, que o fator limitante que define a carga orgânica assimilável pelo ASBR é a retenção de sólidos e não a remoção de substrato, e que o tempo de sedimentação é importante parâmetro no controle da perda de sólidos, especialmente na forma de biomassa granular.

3.3. Reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais com biomassa imobilizada – ASBBR

Para controlar a perda de microrganismos na operação de descarga e aumentar o tempo de retenção celular (TRC), foi proposta utilização de biomassa imobilizada no interior do reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais, também chamado de ASBBR – *anaerobic sequencing batch biofilm reator*.

Hirl e Irvine (1996) estudaram a descloração redutiva do percloetileno (PCE) em reator ASBBR. Utilizaram seixos rolados lavados em ácido como material suporte, e recirculação da fase líquida, obtendo resultados de remoção de clorados da ordem de 49 a 69%, com volume útil de 1,7 L e tempo de ciclo de 24 horas.

Após este trabalho de Hirl e Irvine (1996) não foram encontrados relatos na literatura de outros estudos com o ASBBR. Somente quatro anos depois, foi publicado o segundo trabalho com biomassa imobilizada, proposto por Ratusznei et al. (2000). Desde então, os estudos com essa tecnologia não pararam. São muitos trabalhos publicados conforme pode ser observado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Aplicações do reator anaeróbico operado em bateladas sequenciais com biomassa imobilizada

Autor	Água Residuária	COV _T (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	DQO (mg.L ⁻¹)	Efic. (%)	N (rpm)	Enfoque da pesquisa	Principais conclusões
Ratusznei et al. (2000)	Sintética	0,3	485	86	500	Viabilidade do processo	Viabilidade confirmada e eliminação do tempo de sedimentação
Cubas et al. (2004)	Sintética	1,41	560	78	300 a 1100	Transferência de massa na fase-líquida	Transferência de massa na fase líquida afetou sensivelmente o desempenho total do reator
Ratusznei et al. (2001)	Sintética	0,3	500	83	0 a 750	Influência da agitação	Melhoramento da transferência de massa com uso da agitação
Cubas et al. (2002)	Sintética	1,28	508	87	-	Transferência de massa na fase sólida	A concentração de DQO residual aumentou de acordo com o aumento da biopartícula
Silva et al. (2006) ^{1,3}	Sintética sulfetogênica	1	1000	86 e 90	300	Teste de material suporte	Melhores resultados de redução biológica de sulfato e remoção de matéria orgânica para espuma de polietileno e carvão vegetal
Sarti et al. (2002)	Esgoto sanitário	0,72	467	88	40	Viabilidade em escala piloto	Curto tempo de partida e potencialidade para o uso no tratamento de esgoto sanitário
Camargo et al. (2002)	Sintética		500	83-93	-	Recirculação fase líquida, 1,22-6,77m.h ⁻¹	Acima de 6,77 m.h ⁻¹ não houve melhora para o processo de degradação anaeróbia

Continua

Autor	Água Residuária	COV _T (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	DQO (mg.L ⁻¹)	Efic. (%)	N (rpm)	Enfoque da pesquisa	Principais conclusões
Ratusznei et al. (2003a)	Soro de queijo	0,81 a 5,70	500 a 4000	96	200	Viabilidade de operação	Estabilidade do reator dependeu do suplemento de alcalinidade e a agitação mostrou-se ser indispensável ao tratamento
Ratusznei et al. (2003b)	Sintética	0,8	500	-	200	Batelada alimentada	Baixa eficiência e instabilidade do reator para batelada alimentada, provavelmente por falta de contato do líquido com a biomassa durante a alimentação
Borges et al. (2004)	Sintética	0,6	500	75	500	Batelada alimentada	$t_F/t_c \leq 0,5$ remoção DQO > 75% $t_F/t_c > 0,5$ perda de eficiência no reator
Lapa ² et al. (2005)	Esgoto sanitário	0,78	446	68	300	Viabilidade do material suporte	Desempenho satisfatório, porém não é indicado para reatores com essas características. Perdeu estabilidade
Miqueleto et al. (2005)	Glicose	1,26 a 5,04	500 a 2000	84	300	Capacidade de carga orgânica fácil degradação	Formação de polímeros extracelulares. Instabilidade operacional para 1000 e 2000 mg.L ⁻¹ de glicose
Pinho et al. (2005a)	Parcialmente solúvel	2,45	1000	83	500	Tamanho da biopartícula (0,5 a 3,0 cm)	Para partículas de 1 cm de aresta foi obtido k_{1SS}^{app} máximo
Orra et al. (2004)	Sintética		489±30	81-85	-	Estratégia de alimentação (6-360min), 6 L.h ⁻¹ , com EP	Razão $t_F/t_c = 0,2$ foi a que apresentou maior coeficiente cinético de velocidade

Continua

Autor	Água Residuária	COV _T (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	DQO (mg.L ⁻¹)	Efic. (%)	N (rpm)	Enfoque da pesquisa	Principais conclusões
Ramos et al. (2003)	Sintética		500	72-87	-	Recirculação da fase líquida 1,15-16,81 m.h ⁻¹	Acima de 6,88 m.h ⁻¹ não houve melhora para o processo de degradação anaeróbia
Siman et al. (2004)	Sintética	1,5-6,0	500	55-88	500	Influência da carga orgânica	O reator operou em condições satisfatórias com carga orgânica variando de 1,5 a 3,6 g.L ⁻¹ .d ⁻¹
Pinho et al. (2004)	Sintético, Leite de soja		974±70	75	500 a 1100	Agitação mecânica em EP 3cm	A concentração de substrato diminui com o aumento da velocidade de agitação
Pinho et al. (2005b)	Sintético, Leite de soja		918±105	74	500 a 1000	Viabilidade de tratamento de água residuária parcialmente solúvel	Velocidade de agitação tem papel importante na degradação de material suspenso
Pinho ³ et al. (2005c)	Suinocultura		2633±56 5	65	0 a 500	Viabilidade de degradação	Viabilidade confirmada, agitação mecânica proporcionou a redução do material particulado
Bezerra et al. (2005)	Sintética		500		500	Mantida carga orgânica e variada V _A /V _U	O reator foi capaz de operar com diferentes razões V _A /V _U sem perda significativa de eficiência de remoção de DQO

Continua

Autor	Água Residuária	COV _T (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	DQO (mg.L ⁻¹)	Efic. (%)	N (rpm)	Enfoque da pesquisa	Principais conclusões
Vela (2006)	Esgoto Sanitário	0,6	372	56 ASBR 61 ASBBR	5 a 50	Escala Piloto, remoção de M.O. e nitrogênio	A estratégia de operação com etapa anaeróbia/aeração não foi adequada para remoções de matéria orgânica e nitrogênio
Garcia (2005)	Esgoto Sanitário				300	Estudo material suporte	Dentre carvão vegetal e polietileno de baixa densidade a espuma de poliuretano apresentou o melhor resultado de eficiência
Sarti et al. (2006a)	Esgoto Sanitário	0,6-1,2	563±118	61	40	Avaliação de Biomassa granulada e imobilizada em EP	O monitoramento ao longo de 70 dias revelou similaridade no comportamento das configurações ASBR e ASBBR
Sarti et al. (2006b)	Esgoto Sanitário	0,2-1,2	446±142	62	40	Monitorar colonização microbiana na EP	A retenção de H ₂ S no interior da EP contribuiu para a colonização de bactérias fototróficas anoxigênicas que prejudicaram a eficiência do reator
Agibert et al. (no prelo)	Sintética		500	81	Recirc. 7,2 m.h ⁻¹	Avaliação da influência da temperatura, 15-35°C	Para temperaturas acima de 25°C não houve mudança significativa da eficiência do reator

¹meios suportes testados – carvão vegetal e espuma de poliuretano; ²meio suporte testado – pedra pome sintética; ³ciclo operacional – 24 h; COV_T – carga orgânica volumétrica média, em relação ao volume total do reator; N – intensidade de agitação; EP – espuma de poliuretano; V_A/V_U – volume de água residuária alimentado por ciclo dividido pelo volume de água residuária dentro do reator; t_F/t_C – tempo de alimentação dividido pelo tempo de ciclo

Conclusão

Ratusznei et al. (2000) desenvolveram nova configuração desse tipo de reator, no qual a biomassa era imobilizada em matrizes de espuma de poliuretano (Figura 3.1). O reator, com volume de 2,5 L, continha biomassa imobilizada e foi operado à temperatura de $30 \pm 1^\circ\text{C}$, tendo sido alimentado com água residuária sintética de baixa carga, que simulava esgoto sanitário. O reator era provido de agitador mecânico magnético, situado junto ao fundo do reator, operado à frequência de agitação de 500 rpm. Este dispositivo era responsável por promover a mistura do líquido na etapa de reação. O volume de substrato tratado por ciclo foi de 0,5 L, com DQO média de 485 mg.L^{-1} , com tempo total de ciclo de 8 horas. Esses estudos permitiram concluir que a imobilização da biomassa melhorou a retenção de sólidos e permitiu a eliminação da etapa de sedimentação, com conseqüente redução do tempo de ciclo. O período de partida de 10 dias foi curto e a eficiência máxima na remoção de DQO foi de aproximadamente 86 %, que era obtida cerca de 3 horas após o início do ciclo.

Figura 3.1 – Esquema de reator anaeróbico operado em bateladas seqüenciais, agitado mecanicamente, contendo biomassa imobilizada. (1) Reator cilíndrico; (2) bomba de alimentação; (3) bomba de descarga; (4) reservatório de água residuária; (5) reservatório de efluente tratado; (6) cesto contendo a biomassa imobilizada; (7) agitador magnético; (8) saída de biogás; (9) barra de agitação. Fonte: Ratusznei et al., 2000

Com o objetivo de estudar a transferência de massa na fase sólida, Cubas et al. (2002) desenvolveram pesquisa variando o tamanho das espumas de poliuretano de 0,5 a 3,0 cm. Os autores observaram que a concentração residual de matéria orgânica no efluente aumentou de acordo com o aumento da partícula. O tempo de

ciclo não foi afetado para matrizes cúbicas de 0,5 a 2,0 cm. Entretanto, para atingir o mesmo desempenho, o tempo de ciclo teve que ser aumentado para partículas com 3,0 cm de aresta. Os autores citam, como exemplo, que para alcançar eficiência de 90% de remoção de DQO, utilizando partículas de espuma com 3,0 cm de aresta, é necessário aumentar o tempo de ciclo em 32% a mais do que se fossem utilizadas partículas de 0,5 a 2,0 cm.

A possibilidade de operação do ASBBR no tratamento de soro de queijo foi avaliada por Ratusznei et al. (2003a) utilizando reator com volume total de 2,0 litros. O reator foi operado em ciclos de 8 horas, sob agitação magnética de 200 rpm e à temperatura controlada de $30 \pm 1^\circ\text{C}$. A eficiência média global do sistema foi de 96% de remoção de DQO, com concentrações efluentes inferiores a 160 mg.L^{-1} , para DQO iniciais variando de 500 a 4000 mg.L^{-1} . Os autores concluíram que a estabilidade do reator foi muito dependente da estratégia de suplementação de alcalinidade, especialmente no período de partida. Além disso, o aumento da intensidade de agitação foi considerado indispensável para permitir a homogeneização da fase líquida no reator, principalmente para a aplicação de maiores valores de carga orgânica volumétrica.

Miqueleto et al. (2005) avaliaram o desempenho de ASBBR com agitação mecânica por impelidor e contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano, submetido ao aumento progressivo da concentração de glicose. As concentrações testadas foram 500, 1000 e 2000 mg.L^{-1} . Na primeira condição o reator se mostrou estável (eficiência de remoção de DQO entre 93 e 97%). Nas concentrações de 1000 e 2000 mg.L^{-1} , no entanto, observou-se instabilidade operacional e grande produção de polímeros extracelulares. Os autores concluíram que este fato, provavelmente, comprometeu a hidrodinâmica e as condições de transferência de massa no reator.

Siman et al. (2004) também estudaram o aumento progressivo de carga orgânica, mas com substrato complexo, simulando esgoto sanitário, com DQO afluente entre 500 e 2000 mg.L^{-1} e tempos de ciclo de 8 e 12 h. Verificou-se que, para valores de DQO de 500, 1000 e 1500 mg.L^{-1} as eficiências foram satisfatórias (entre 73 e 88% de remoção de DQO bruta). Entretanto, para DQO igual a 2000 mg.L^{-1} , houve queda na eficiência do sistema (55%).

O uso de outro tipo de material suporte para imobilização da biomassa foi testado por Lapa et al. (2003), que operaram o ASBBR, com agitação mecânica (com impelidores tipo turbina, a 300 rpm), contendo biomassa imobilizada em pedra pome, no tratamento de esgoto sanitário. O reator, com volume de 7,2 litros, apresentou boa estabilidade operacional e boa remoção da DQO particulada. No entanto, o suporte utilizado apresentou instabilidade estrutural, pois ocorreu perda contínua de cálcio ao longo do experimento.

3.4. Sistema de mistura em reator anaeróbico operado em bateladas seqüenciais

Nos primeiros estudos com reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais com biomassa granulada ou floculenta (ASBR), a principal forma de mistura do leito era feita por recirculação do gás gerado no processo anaeróbico. Sung e Dague (1995) recircularam biogás no reator ASBR por 2 e 5 minutos a cada hora e Zhang et al. (1997) estudaram o tratamento anaeróbico de água residuária de suinocultura em ASBR, à temperatura controlada de $25 \pm 1^\circ\text{C}$ e mistura intermitente de 3 minutos a cada hora, por recirculação de gás no fundo do reator. Os autores concluíram que, para carga de sólidos voláteis entre 1,6 a $4,5 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$, foram alcançadas reduções de sólidos voláteis de 55 a 61%.

De acordo com Angenent e Dague (1995), a mistura intensa pode causar ruptura dos grânulos presentes nos reatores ASBR. Todavia, a mistura intermitente melhora a eficiência de separação gás-sólido, favorece a sedimentabilidade do lodo e melhora o desempenho do processo. Esses autores mencionaram que houve formação de espuma quando foi empregada alta mistura por recirculação de gás.

Além de mistura por recirculação de gás ou líquido, os reatores descontínuos podem ser equipados com agitadores mecânicos. Para tratar chorume de aterro sanitário no ASBR, Timur e Öztürk (1999) usaram barras magnéticas para promover mistura intermitente de apenas 1 minuto a cada hora. Eles constataram que, mesmo com esse baixo tempo de mistura, o efluente não ficou completamente livre de sólidos suspensos e que aproximadamente 83% da DQO removida foi convertida a metano. Dugba e Zhang (1999) obtiveram bons resultados no tratamento de água residuária de laticínios quando operaram sistema ASBR provido de agitador

mecânico, sob condições termofílicas-mesofílicas, com tempo de reação de 3 e 6 dias e promovendo mistura de 1 minuto a cada hora.

Rodrigues et al. (2003a), ao estudarem as condições de mistura, comprovaram que houve melhoramento no fluxo de transferência de massa entre substrato e biomassa. Eles estudaram o efeito da intensidade de mistura no ASBR, inoculado com biomassa granulada para tratamento de substrato sintético de baixa concentração. A mistura foi promovida por agitador mecânico tipo turbina, com seis lâminas planas verticais. À temperatura controlada de 30 ± 1 °C e para ciclos com duração de 8 horas, o reator apresentou boa eficiência quando submetido à agitação de 50 rpm. No trabalho foi concluído que a mistura aumentou a eficiência do reator, o que permitiu a redução do tempo total de ciclo. Após compilação dos dados, o desempenho do reator seguiu modelo cinético de primeira ordem para remoção de matéria orgânica.

O primeiro trabalho a relatar o uso de recirculação de efluente como sistema de mistura em um ASBR foi realizado por Brito et al. (1997), que utilizaram recirculação intermitente do efluente por meio de bomba de diafragma, para aumentar o contato sólido-líquido, para evitar zonas mortas e possíveis resistências à transferência de massa externa e interna. Para o volume de reator de 1,2 L, a recirculação adotada corresponde à vazão de $2,4 \text{ L.h}^{-1}$ e velocidade ascensional de $0,113 \text{ m.h}^{-1}$. A eficiência de remoção atingida foi de 60 a 70 % de remoção de DQO, com água residuária sintética de fácil degradação (1000 mg.L^{-1} , expressa como DQO). Os autores consideraram os resultados satisfatórios, visto que a temperatura de trabalho adotada de 20 ± 1 °C pode ser considerada sub-ótima para reatores anaeróbios.

3.4.1. Reatores ASBBR com agitação mecânica

Os reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais com biomassa imobilizada (ASBBR) também têm sido estudados quanto à influência da agitação mecânica. Ratusznei et al. (2001) avaliaram a influência da velocidade de agitação mecânica, com uso de barras magnéticas no desempenho do ASBBR. Os resultados obtidos pela variação da intensidade de agitação de 0, 50, 100, 200, 350, 500 e 750 rpm permitiram concluir que o sistema alcançou estabilidade em curto período de

partida e alta retenção de sólidos em todas as condições experimentais investigadas, validando a configuração do reator proposto. O modelo cinético de primeira ordem representou, adequadamente, a degradação do substrato no reator. Esses autores concluíram que o aumento da agitação resultou em diminuição da resistência à transferência de massa externa e, conseqüentemente, no aumento do valor do parâmetro cinético.

Um sistema semelhante ao utilizado por Ratusznei et al. (2000, 2001) foi proposto por Cubas et al. (2004). A principal diferença consistiu na agitação, promovida por agitador mecânico, com três impelidores, cuja frequência do eixo variou de 300 a 1100 rpm. A pesquisa foi proposta com o objetivo de se avaliar a influência da transferência de massa na fase líquida, durante a operação do ASBBR. O reator foi alimentado com substrato sintético que apresentava DQO média de $560 \pm 53 \text{ mg.L}^{-1}$, com duração dos ciclos de 8 h. A eficiência de remoção média de DQO foi de $78 \pm 3\%$. Os autores concluíram que os fenômenos de transferência de massa na fase líquida afetaram sensivelmente o desempenho do reator e determinaram o tempo de ciclo requerido para fornecer máxima eficiência.

Pinho et al. (2004, 2005b) avaliaram a influência da frequência de agitação no tratamento de substrato parcialmente solúvel. Utilizaram ASBBR com volume de 5,5 L e biomassa imobilizada em matrizes cúbicas de espuma de poliuretano, com 3 cm de aresta e agitação mecânica promovida por impelidores tipo hélice, com 3 laminas de 6 cm de diâmetro cada. Os ciclos foram de 8 horas, com variação da agitação de 500 a 1100 rpm. Em 20 dias, o sistema entrou em equilíbrio dinâmico aparente, com eficiência na remoção de substrato de 75%, expresso como DQO. Os autores concluíram que a agitação promoveu boa mistura, melhorou a transferência de massa na fase líquida e influenciou positivamente a solubilização de particulados, o que provocou efeitos positivos nas velocidades de consumo da matéria orgânica.

3.4.2. Reatores ASBBR com recirculação da fase líquida

Camargo et al. (2002) estudaram o ASBBR no tratamento de substrato à base de glicose (500 mg.L^{-1} de DQO), com o objetivo de avaliar a influência da recirculação de líquido na remoção de matéria orgânica e no desempenho do reator. O ASBBR utilizado tinha volume de 1 L e biomassa imobilizada em cubos de espumas

de poliuretano de 5 mm de aresta. As velocidades ascensionais de recirculação estudadas foram de 1,22; 3,38 e 6,77 m.h⁻¹. Os autores concluíram que o reator apresentou desempenho satisfatório e boa estabilidade em escala de bancada. O estudo cinético permitiu concluir que o aumento da velocidade superficial de 1,22 para 6,77 m.h⁻¹ praticamente duplicou o coeficiente cinético de primeira ordem (de 0,94 para 1,60 h⁻¹), como decorrência da diminuição da resistência à transferência de massa na fase líquida. Um esquema do reator utilizado é mostrado na Figura 3.2.

Figura 3.2 – Esquema de reator contendo biomassa imobilizada com recirculação da fase líquida empregado por CAMARGO et al. (2002). (1) Reator contendo biomassa imobilizada; (2) reservatório de líquido; (3) bomba de recirculação; (4) medidor de vazão; (5) válvulas; (6) bomba de alimentação; (7) reservatório de água residuária; (8) válvula de descarga; (9) bomba de descarga; (10) saída de efluente tratado; (11) saída de biogás; (12) unidade de controle (temporizadores)

Ramos et al. (2003) utilizaram a mesma configuração de sistema estudada por Camargo et al. (2002), porém para tratamento de substrato simulando esgoto sintético (500 mg.L⁻¹ de DQO). Foram testadas velocidades superficiais de 1,15; 3,42; 6,88; 11,23 e 16,81 m.h⁻¹. Da mesma forma que Camargo et al. (2002), foi ajustado o modelo cinético aparente de primeira ordem, com concentração residual de substrato aos dados experimentais. Os autores também confirmaram para esta

água residuária sintética que o parâmetro k_1^{ap} praticamente duplicou (de 1,19 para 2,00 h^{-1}) quando a velocidade aumentou de 1,15 para 6,88 $m.h^{-1}$, até um valor estável (1,90 h^{-1}) para valores maiores de velocidade superficial (de 6,88 para 16,81 $m.h^{-1}$).

3.5. Estratégia de alimentação em reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais

3.5.1. Reatores ASBR com diferentes estratégias de alimentação

A estratégia de alimentação em reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais, ou em batelada alimentada, pode afetar significativamente seu desempenho, pois está diretamente relacionada à razão S/X aplicada e à retenção de sólidos (Zaiat et al., 2001). De acordo com Angenent e Dague (1995), quando alimentado com altas cargas, o tempo de alimentação do reator ASBR pode ser aumentado para obtenção de baixas concentrações de substrato no reator. Mudanças nas condições de operação, tais como tempo de alimentação maior e tempo de ciclo mais curto, podem melhorar o desempenho do reator ASBR. Isso pode resultar em decréscimo da concentração de ácidos voláteis, que são produtos intermediários da degradação anaeróbia.

Resultados obtidos por Bagley e Brodorb (1999) confirmaram essa informação. Esses autores trabalharam no desenvolvimento de modelo cinético microbiano para avaliar o desempenho do ASBR na degradação da glicose. Concluíram que o ponto fraco da operação está no curto tempo de enchimento, especialmente quando foi usada matéria orgânica rapidamente acidificável, como glicose. Os resultados sugeriram que um longo ciclo de enchimento poderia ser benéfico na operação de reatores em batelada.

Shizas e Bagley (2002) estudaram os parâmetros operacionais do ASBR com o objetivo de melhorar o desempenho desse sistema. Diversos parâmetros foram variados e combinados. A glicose foi utilizada como substrato e a carga orgânica, aplicada na forma de DQO, variou de 2,1 a 3,2 $kg.m^{-3}.d^{-1}$. Concluíram que a adoção de maiores relações tempo de enchimento pelo tempo de ciclo, com conseqüente

menores concentrações iniciais de substrato possibilitam melhores resultados na operação do reator pois minimizam o acúmulo de ácidos.

No entanto, os estudos realizados por Rodrigues et al. (2003b) em ASBR contendo biomassa granulada, com agitação mecânica de 50 rpm, demonstraram que não houve influência significativa no desempenho do sistema decorrente da utilização de tempos de alimentação longos, com razões t_F/t_C maiores que 0,5 (onde t_F é o tempo de enchimento e t_C é o tempo de ciclo). A água residuária tratada simulava esgoto sanitário, com DQO de 500 mg.L⁻¹. Os autores estimaram parâmetros cinéticos aparentes de primeira ordem para as condições de batelada e batelada alimentada. O valor do parâmetro k_1^{ap} aumentou com o aumento do tempo de alimentação, provavelmente devido ao aumento da mistura e transferência de massa.

3.5.2. Reatores ASBBR com diferentes estratégias de alimentação

A estratégia de alimentação foi avaliada por Ratusznei et al. (2003b) utilizando ASBBR com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano e agitação promovida por agitador magnético operado a 200 rpm. O reator possuía capacidade total de 2,5 litros, com meio aquoso de 1 L. Esta configuração foi proposta inicialmente por Ratusznei et al. (2000), como descrita anteriormente. Os resultados revelaram que houve problemas operacionais e os autores atribuíram ao fato de o reator ser inundado progressivamente com a água residuária sintética (500 mg.L⁻¹, como DQO) em função do tempo de alimentação, sendo que o leito ficava totalmente afogado apenas ao final desse período. Houve a formação de quantidades consideráveis de polímeros extracelulares, que provavelmente impediram o contato eficiente entre a biomassa e o substrato, afetando a taxa de transferência de massa. Os autores acreditam que a formação desse polímero, assim como a baixa eficiência registrada na operação em batelada alimentada, pode estar diretamente relacionada com o tempo em que a biomassa ficava exposta ao ar atmosférico enquanto o reator era alimentado.

No intuito de aprofundar esses conhecimentos adquiridos, Borges et al. (2004) estudaram o ASBBR contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano e operado sob agitação mecânica de 500 rpm, promovida por impelidor tipo turbina

(Ø 60 mm) constituído de seis lâminas planas verticais. Foram avaliadas as mesmas condições de batelada e batelada alimentada, citadas anteriormente por Ratusznei et al. (2000); porém, o leito foi mantido sempre inundado. Os resultados indicaram que o sistema alcançou médias de remoção de matéria orgânica acima de 70 e 75 % para amostras não filtradas e filtradas, respectivamente para razões $t_F/t_C \leq 0,5$. No entanto, apesar da estabilidade observada, o sistema perdeu eficiência e houve a formação de polímeros extracelulares para razões $t_F/t_C > 0,5$.

Os resultados obtidos por Borges et al. (2004) indicaram que a utilização desse tipo de configuração de reator é possível desde que o leito que contém a biomassa imobilizada seja inundado em um curto período de tempo, o que não ocorreu nos estudos realizados por Ratusznei et al. (2003b). Por outro lado, quando foram utilizados tempos de alimentação maiores que a razão de $t_F/t_C > 0,5$, foram encontrados problemas de eficiência na remoção de DQO, os quais não foram identificados na pesquisa feita por Rodrigues et al. (2003b) com biomassa granulada. No trabalho de Rodrigues et al. (2003b) a biomassa granulada ficava sempre em contato com o meio líquido, não tendo tido contato com o ar, o que não ocorreu na pesquisa de Borges et al. (2004).

3.6. Ampliação de escala do reator anaeróbio em batelada seqüencial

Angenent et al. (2002b) operaram um ASBR, em escala real, com volume total de 600 m³ (15 m de diâmetro e altura de 3,4 m), em ciclos de 8 horas (0,2 horas – alimentação; 6,8 horas – reação; 0,5 horas – sedimentação e 0,5 hora – descarga) no tratamento de água residuária de suinocultura. O reator atingiu estabilidade operacional após 3 meses, o que indica viabilidade de seu uso no tratamento desse tipo de água residuária. O monitoramento da concentração de amônia total e de ácidos voláteis, e a flexibilidade na operação do sistema, durante a partida, foram essenciais para o sucesso do ASBR.

Sarti (2004) comparou quatro sistemas de tratamento de esgoto sanitário em reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais, três do tipo ASBR (ASBR1; ASBR2 e ASBR3) e um do tipo ASBBR (cada um com 1,2 m³). O autor estudou a variação da relação L/D (altura-L pelo diâmetro-D), agitação mecânica e recirculação de líquido. O tempo total de ciclo foi de 8 horas para cada reator, com temperatura

ambiente e duração dos experimentos de 293 dias, divididos em duas etapas, 227 e 66 dias. Na primeira etapa, os reatores não foram inoculados e, posteriormente, para a segunda etapa, foi adicionado inóculo anaeróbio (granular) proveniente de reator UASB utilizado no tratamento de águas residuárias de abatedouro de aves. As relações L/D no ASBR1 e ASBR2 foram iguais a 1,5 (1,5 m/1,0 m) e no ASBR3 foi igual a 3,0 (2,4 m/0,8 m). Os tipos de agitação estudados foram com recirculação de líquido por meio de bomba (ASBR1 e ASBR3), e com agitação mecânica (ASBR2).

O pesquisador concluiu que no estudo comparativo dos resultados de monitoramento, nas duas etapas propostas, para a operação dos reatores ASBR1/ASBR2 (diferente tipo de agitação e mesma relação L/D) e o ASBR1/ASBR3 (igual tipo de agitação e diferente relação L/D) foram observados baixos desempenhos no tratamento de esgoto sanitário nas unidades com recirculação de líquido, devido, principalmente, à baixa retenção de sólidos, influenciada pelo uso de bombas centrífugas e biomassa livre. Nessas unidades (ASBR1 e ASBR3), em termos de eficiências médias de remoção de DQO e SST, foram atingidas as faixas de 32% a 43% e de 48% a 61%, respectivamente, sugerindo a necessidade de aprofundamento dos estudos desse tipo de configuração.

Em ambas as etapas, os melhores desempenhos foram apresentados pelos reatores ASBR2 (reator com lodo granulado e agitação mecânica) e ASBBR. O ASBR2 demonstrou ser o mais eficiente entre os reatores do tipo ASBR, notando-se, na 2ª etapa de operação quando o reator foi inoculado (lodo granular), que seu desempenho foi comparável ao do ASBBR com meio suporte. Na referida etapa, os resultados médios de eficiências de remoção de DQO e SST foram de 60% e 79%, respectivamente.

A partir dos estudos realizados por Sarti (2004), foram exploradas questões importantes para a compreensão dos reatores ASBR e ASBBR. Sarti et al (2006a) avaliaram o desempenho de dois reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais (1,2 m³) diferenciados apenas pelo tipo de imobilização de biomassa, na forma de suporte inerte e de biomassa granular. O monitoramento ao longo de 70 dias de operação revelou similaridade no comportamento das configurações ensaiadas, que apresentaram eficiências médias de remoção de DQO e sólidos suspensos ao redor de 60% e 75%, respectivamente. Por meio de técnicas de

biologia molecular constataram-se diferenças na comunidade bacteriana nos reatores no 35º e 70º dias de operação, indicando que a imobilização de biomassa selecionou populações bacterianas diferentes. Em relação ao domínio *Archaea* houve maior similaridade, provavelmente pelo fato desses microrganismos utilizarem substratos específicos ao final do processo anaeróbio. Análises microscópicas da biomassa mostraram a presença das bactérias fototróficas anoxigênicas, que provavelmente influenciaram o desempenho do reator ASBBR no tratamento de esgoto doméstico, pela presença de luz e H₂S.

Com o objetivo de estudar a eficiência de remoção de matéria orgânica e de nitrogênio pela aplicação de aeração de forma a compor sistema anaeróbio/aeróbio e anaeróbio/aeróbio/anaeróbio, Vela (2006) comparou a operação de dois reatores, um com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano (5 cm aresta) e outro com biomassa suspensa (mesmo sistema operado por Sarti (2004)). Ambos os reatores (ASBBR e ASBR) em escala piloto, foram alimentados com esgoto sanitário, proveniente do *Campus* da USP São Carlos. Foram obtidas eficiências médias de remoção de DQO total de 61% e 56%, respectivamente, para ASBBR e ASBR, na etapa de operação sob condições anaeróbias. Como o objetivo da pesquisa era remoção de matéria orgânica e nitrogênio no mesmo reator, foram estudadas diversas condições operacionais de aeração. Ao final dos estudos, o autor concluiu que, na segunda etapa operacional, anaeróbia e aeróbia, ambos os reatores (ASBBR e ASBR) apresentaram baixa eficiência, demonstrando que a estratégia de operação com etapa anaeróbia seguida por período com aeração não foi adequada para a remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Os reatores apresentaram grande instabilidade e baixas eficiências de remoção de matéria orgânica, abaixo das observadas em reator operado de forma anaeróbia.

Ao se analisarem os dados obtidos por Sarti (2004) e Vela (2006), pode ser observado que os autores obtiveram eficiências de remoção de DQO e sólidos semelhantes.

3.7. Materiais suportes utilizados no reator ASBBR

Uma das maiores preocupações no projeto de reatores anaeróbios para tratamento de águas residuárias é a escolha do material mais apropriado para

imobilização da biomassa. Grande variedade de suportes como areia, brita, cerâmicas, bambu, silicatos minerais, óxidos metálicos, entre outros, são utilizados como suportes para aderência microbiana. A escolha do tipo de suporte para a imobilização das células é de fundamental importância para o sucesso deste tipo de reator, pois o suporte é, provavelmente, o fator mais importante relacionado à capacidade de retenção da biomassa. O fenômeno de aderência, que depende das características físico-químicas do suporte, é determinante para o desempenho do sistema.

Dessa forma, Lapa et al (2005) e Garcia (2005) avaliaram o desempenho do reator anaeróbico operado em bateladas seqüenciais (ASBBR) aplicado ao tratamento de esgoto sanitário (com volume de 7 L), contendo biomassa imobilizada em diferentes materiais inertes. Foram utilizados quatro diferentes materiais suportes para imobilização da biomassa: espuma de poliuretano, carvão vegetal, pedra-pome sintética (concreto celular autoclavado) e polietileno de baixa densidade reciclado (PEBD). Os suportes foram utilizados na forma de partículas cúbicas com 1 cm de aresta, exceto o PEDB que tinha forma cilíndrica, e foram escolhidos por apresentarem características propícias à aderência de microrganismos e pelos resultados favoráveis obtidos com outras configurações de reatores descritas na literatura, pela facilidade de obtenção e, principalmente, pelo baixo custo. Os principais resultados obtidos podem ser visualizados na Tabela 3.2.

Os autores concluíram que, entre os quatro suportes testados, o que apresentou melhor desempenho global foi a espuma de poliuretano (média de redução da DQO de 60%) considerando-se, além do desempenho na remoção de matéria orgânica, os resultados dos estudos cinéticos, a pequena amplitude da variação dos resultados nas amostras dos efluentes e o tempo de partida do reator.

Tabela 3.2 – Valores médios das variáveis monitoradas durante operação do ASBBR estudado por Lapa et al. (2005) e Garcia (2005)

Parâmetros	Espuma Poliuretano ^(a)		Carvão Vegetal ^(b)		Pedra Pome ^(c)		Polietileno ^(d)	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
pH	6,9 ± 0,1	7,0 ± 0,1	6,5 ± 0,3	6,7 ± 0,2	6,7 ± 0,5	8,0 ± 0,5	6,6 ± 0,2	6,9 ± 0,2
DQO total (mg/L)	301 ± 103	121 ± 31	347 ± 87	208 ± 54	446 ± 169	233 ± 52	337 ± 82	227 ± 51
Eficiência média total		60%		40%		48%		33%
DQO filtrada (mg/L)	191 ± 95	89 ± 27	266 ± 85	173 ± 49	188 ± 41	175 ± 34	254 ± 57	191 ± 37
DQO suspensa (mg/L)	110 ± 47	31 ± 13	82 ± 19	36 ± 11	273 ± 165	64 ± 31	83 ± 32	36 ± 17
DQO solúvel (mg/L)	172 ± 90	81 ± 27	238 ± 79	149 ± 45	155 ± 43	141 ± 32	234 ± 57	174 ± 42
DQO coloidal (mg/L)	19 ± 11	8 ± 5	28 ± 15	23 ± 10	31 ± 14	32 ± 15	20 ± 09	17 ± 08
AB (mg CaCO ₃ /L)	139 ± 29	168 ± 16	99 ± 19	144 ± 22	131 ± 32	240 ± 44	102 ± 25	125 ± 22
AVT (mg HAc/L)	39 ± 15	23 ± 10	60 ± 27	44 ± 13	54 ± 13	69 ± 15	66 ± 16	58 ± 12
SST (mg/L)	53 ± 30	27 ± 13	51 ± 14	29 ± 11	131 ± 32	131 ± 32	66 ± 41	37 ± 23
SSV (mg/L)	51 ± 30	26 ± 13	48 ± 13	26 ± 10	120 ± 64	36 ± 16	64 ± 41	35 ± 23

Dias de operação: (a) 66, (b) 86, (c) 86, (d) 60. Número mínimo de amostras: (a) 12, (b) 16, (c) 20, (d) 10.

Ademais, Sarti et al (2006), ao avaliarem o desempenho de dois reatores operados em bateladas seqüenciais, em escala piloto, sendo um ASBR e outro ASBBR utilizando espuma de poliuretano como material suporte, observaram similaridade significativa no desempenho dos reatores ASBR e ASBBR no tratamento de esgoto sanitário independentemente da forma de imobilização de biomassa empregada (suporte inerte e biomassa granular). Os autores concluíram que estas configurações demonstraram ter potencial como tecnologia anaeróbia para o tratamento desse tipo de água residuária (esgoto sanitário).

3.8. Cinética microbiana nos reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais

Massé e Droste (1997) desenvolveram modelo dinâmico, baseado em esquema simplificado, para digestão anaeróbia psicrófila de água residuária de suinocultura em reator em batelada seqüencial. Considerada a complexidade total desse processo, o modelo foi julgado aceitável para prever a acumulação de DQO solúvel e as vazões de metano. Foram obtidas constantes cinéticas de primeira ordem para cada série de experimento, conforme valores expressos na Tabela 3.3. O modelo foi um instrumento útil para o estudo da influência das estratégias de operação do ASBR e das interações dinâmicas entre formadoras de ácidos e de metano.

Tabela 3.3 – Parâmetros cinéticos obtidos para faixa de dados estudados

Constante	Unidade	Acidogênese	Metanogênese	Valor incremental
$V_{max,i}^{(a)}$	$mg.mg^{-1}.dia^{-1}$	0,04 – 0,80	0,04 – 1,4	0,01
$K_S^{(b)}$	$mg.L^{-1}$	100 – 2.500	50 – 3.000	10,0
$Y_i^{(c)}$	$mg.mg^{-1}$	0,05 – 0,25	0,01 – 0,20	0,01
$k_{di}^{(d)}$	d^{-1}	0,0005 – 0,04	0,0005 – 0,04	0,0001
$K_p^{(e)}$	d^{-1}	0,01 – 0,08	0,01 – 0,08	0,005

(a) Velocidade específica máxima de DQO solúvel, (b) coeficiente de meia-velocidade de saturação, (c) fator de rendimento, (d) constante de morte celular e (e) velocidade específica de solubilização de primeira ordem. Fonte: Massé e Droste (1997)

Banik e Dague (1997) e Dague et al. (1998), citados anteriormente, obtiveram parâmetros cinéticos de primeira ordem, conforme apresentados na Tabela 3.4. Foi determinado coeficiente de correção da temperatura 1,08, para variações de 7,5 a 25°C, da expressão de Van't Hoff. Pose-se observar que o coeficiente de correlação (R^2) para as temperaturas de 7,5; 10 e 12,5 °C estão abaixo do recomendado para se confiar nos dados obtidos.

Tabela 3.4 – Parâmetros cinéticos medidos para várias temperaturas

Parâmetros	Unidade	Temperatura (°C)						
		7,5	10	12,5	15	17,5	20	25
$k_{max.}^{(a)}$	d^{-1}	0,42	0,53	0,69	1,06	1,12	1,14	1,59
$K_S^{(b)}$	$mg.L^{-1}$	424	477	395	534	449	259	219
$R^2^{(c)}$	*	0,71	0,70	0,68	0,92	0,85	0,90	0,95

(a) velocidade específica máxima de remoção de substrato, (b) coeficiente de meia-velocidade de saturação e (c) coeficiente de correlação. Fonte: Adaptado de Banik e Dague (1997) e Dague et al. (1998)

Bagley e Brodtkorb (1999) propuseram um modelo cinético microbiano para o reator anaeróbio em batelada seqüencial, no tratamento de glicose. Os resultados experimentais e de simulação indicaram que, para a mesma carga orgânica, o desempenho do reator ASBR melhorou com tempo de enchimento mais lento.

Rodrigues et al. (2003b) estudaram as condições de agitação de ASBR com biomassa granulada e, após compilação dos dados, observaram que o desempenho do reator seguiu modelo cinético de primeira ordem com relação à velocidade de remoção de matéria orgânica. Ratusznei et al. (2001) obtiveram modelo cinético de primeira ordem que representou adequadamente a degradação do substrato no

reator ASBBR. Os parâmetros k_1^{ap} e C_{SR} estão apresentados na Tabela 3.5 e foram obtidos através da Equação 2.

$$\text{Eq. 2} \quad r_s = -\frac{dC_s}{dt} = k_1^{ap} (C_s - C_{SR})$$

Na equação 1, r_s é a velocidade de consumo de substrato, C_s a concentração de substrato, C_{SR} a concentração de substrato residual, k_1^{ap} o coeficiente cinético aparente de primeira ordem e t o tempo. Os parâmetros desse modelo modificado foram determinados através do método diferencial para estimação das velocidades de reações experimentais por Le Duy e Zajic (1973 apud RATUSZNEI et al. 2001)³.

Tabela 3.5 – Parâmetros cinéticos de primeira ordem obtidos para diferentes velocidades de agitação magnética.

Parâmetros	Unidade	Velocidade de agitação (rpm)						
		0	50	100	200	350	500	750
$k_1^{ap} \text{ (a)}$	d^{-1}	1,44	0,78	1,05	1,14	1,36	1,31	1,70
$C_{SR} \text{ (b)}$	$mg.L^{-1}$	108	60	70	70	50	38	49
$R^2 \text{ (c)}$	*	0,956	0,972	0,984	0,960	0,966	0,932	0,987

(a) Coeficiente cinético aparente de primeira ordem, (b) concentração residual de DQO e (c) coeficiente de correlação. Fonte: Adaptado de Ratusznei et al. (2001)

Cubas et al. (2002) obtiveram coeficientes cinéticos aparentes de primeira ordem (k_1^{ap}), para transferência de massa na fase sólida, sendo $0,59 \pm 0,01 \text{ h}^{-1}$ para partículas de espuma de poliuretano de 3,0 cm e $0,48 \text{ h}^{-1}$ para partículas de 0,5 a 2,0 cm. Pinho et al. (2005) obtiveram parâmetros cinéticos aparentes de primeira ordem para diferentes velocidades de agitação mecânica, como mostrados na Tabela 3.6. Ambos trabalhos utilizaram o mesmo modelo utilizado por Ratusznei et al. (2001).

³ LEDUY, A.; ZAJIC, J.E. (1973). A geometrical approach for differentiation of an experimental function at a point: applied to a growth and product formation. *Biotechnology and Bioengineering*, v.15, p.805-810.

Tabela 3.6 – Parâmetros cinéticos de primeira ordem obtidos para diferentes velocidades de agitação mecânica no ASBBR

Velocidade Agitação (rpm)	$k_1^{ap} \text{ (a)}$ (h^{-1})			$C_{SR}^{(b)}$ ($mg.L^{-1}$)*		
	Total	Suspenso	Filtrado	Total	Suspenso	Filtrado
500	0,91±0,05	0,88±0,12	0,93±0,08	179	86	93
700	1,22±0,06	1,30±0,09	1,16±0,06	143	45	98
900	1,90±0,17	3,98±0,21	0,85±0,08	108	42	66
1100	1,18±0,02	1,72±0,11	0,84±0,03	86	42	44

* Experimental (média da concentração afluente, expressa como DQO, igual a $974 \pm 70 \text{ mg.L}^{-1}$), ^(a) coeficiente cinético aparente de primeira ordem e ^(b) concentração residual calculada em termos de DQO. Fonte: Pinho et al. (2004)

3.9. Microbiologia em reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais – ASBR e ASBBR – e uso de espuma de poliuretano como material suporte

A microestrutura de grânulos de ASBR para tratar substrato sintético foi estudada por Banik e Dague (1997), às temperaturas de 5, 15 e 25°C. As amostras foram analisadas por microscopia eletrônica de varredura. Os autores concluíram que nas diferentes condições de temperatura não houve variação significativa na estrutura microbiana dos grânulos. A 15 e 25°C, os grânulos exibiram estruturas uniformes, com predominância de microrganismos do gênero *Methanosaeta*, enquanto que nos grânulos a 5°C, observou-se existência de estruturas em camadas, sugerindo que a temperatura também representa papel importante na composição de grânulos. Os autores sugerem que o gênero *Methanosaeta* representa importante função na granulação e retenção de processos anaeróbios de alto desempenho, tais como ASBR. A atividade metanogênica específica em temperatura psicrófila foi ligeiramente menor que nas temperaturas mesófilas.

Tommaso et al. (2002) estudaram a dinâmica do processo de formação do biofilme em espuma de poliuretano no tratamento de esgoto sintético, usando gelatina (fonte de proteína) como base do substrato. As primeiras amostras, correspondentes ao sexto dia de operação, apresentaram cores amareladas ou negras, que dependeram da posição da amostra no reator. Nas amostras amareladas, havia predominância de pequenos bacilos semelhantes a *Clostridium* sp., bactérias essas responsáveis pelo metabolismo de múltiplos aminoácidos na fase fermentativa. Também foram encontrados bacilos curvos semelhantes a

Dessulfovibrio sp. e microrganismos com morfologias semelhantes a cocos, provavelmente *Staphylococcus* sp. e *Streptococcus* sp. Bacilos e cocos predominaram nas amostras de coloração negra, provavelmente devido às arqueas metanogênicas *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter* e *Methanococcus*, que são hidrogenotróficas.

Ribeiro (2001) avaliou a influência do tipo de substrato na dinâmica de formação do biofilme em matrizes de espuma de poliuretano. Foram utilizados diferentes substratos na alimentação de reatores diferenciais, como extrato de carne, glicose, amido, lipídeos e esgoto sanitário sintético. Concluiu que todos os ciclos estudados apresentaram grande variabilidade morfológica em relação ao substrato utilizado. Foi verificada ocorrência persistente e mais intensa de organismos semelhantes a *Methanosaeta* sp. em relação aos semelhantes a *Methanosarcina* sp. Porém, foi observada maior diversidade morfológica no ensaio com esgoto sanitário sintético, fato vinculado, provavelmente, à maior complexidade do substrato.

As morfologias encontradas por Veronez et al. (2002), na operação de ASBR em batelada e batelada alimentada, foram predominantemente bacilos, com grande presença de cocos, de células semelhantes a *Methanosaeta* sp. e *Methanosarcina* sp., bacilos e cocos fluorescentes, filamentos e víbrios.

Angenent et al. (2002b) estudaram a dinâmica da população metanogênica durante a partida de ASBR tratando resíduos de suinocultura. Concluíram que, provavelmente, durante a operação com altos níveis de amônia, a principal rota de produção de metano ocorresse através da relação sintrófica entre bactérias oxidantes de acetato e metanogênicas que utilizam de hidrogênio.

Na avaliação da estrutura da comunidade microbiana, Sarti et al. (2006a) encontraram pequenas alterações na diversidade populacional nas amostragens temporais para o domínio *Bactéria*, nas amostras analisadas no 35º e 70º dias de operação, tanto para o reator ASBR, como para o reator ASBBR. Essa diversidade maior ocorreu no reator ASBBR. Os autores sugerem que tais diferenças podem estar diretamente relacionadas com a perda e a seleção do lodo granular ocorridas no ASBR. No entanto, apesar de observar tais diferenças, os autores encontraram similaridade na eficiência de remoção de matéria orgânica. Com relação à análise da estrutura da comunidade microbiana do domínio *Archaea*, foram observadas poucas alterações nas bandas padrões do DGGE dos fragmentos do DNAr 16s amplificados

por PCR, provavelmente devido ao fato dessas populações utilizarem substratos específicos formados ao final do processo anaeróbio.

Em Sarti et al. (2006b) foram feitas análises microscópicas da biomassa que mostraram a presença das bactérias fototróficas anoxigênicas, que provavelmente influenciaram o desempenho do reator ASBBR no tratamento de esgoto doméstico, pela presença de luz e H_2S .

4. Material e métodos

4.1. Descrição geral dos experimentos

O trabalho de doutorado foi dividido em seis etapas experimentais, conforme ilustrado na Figura 4.1. A primeira etapa objetivou a viabilização da instalação experimental. A segunda etapa objetivou a obtenção do tempo de mistura. Na terceira etapa, avaliou-se a influência da recirculação da fase líquida sobre o desempenho do ASBBR quanto à remoção de matéria orgânica e quanto ao arraste de sólidos, através da operação do reator com velocidades ascensionais de 1,27; 3,82; 7,64 e 10,18 m.h⁻¹. Na quarta etapa, avaliou-se o regime de alimentação de esgoto sanitário ao ASBBR, variando-se o tempo de enchimento do reator em 0, ¼ e ½ do tempo de ciclo total, com utilização da melhor condição de recirculação estudada na Etapa 3. Na quinta etapa, realizaram-se testes no reator ASBBR com substrato de fácil degradação (etanol) para serem comparados ao de degradação complexa (esgoto sanitário) para o mesmo protocolo de operação. Na sexta etapa, foram obtidos parâmetros cinéticos através dos dados obtidos nos ensaios anteriores. Camargo et al. (2002) estudaram o ASBBR no tratamento de substrato à base de glicose (500 mg.L⁻¹ de DQO), com o objetivo de avaliar a influência da recirculação de líquido na remoção de matéria orgânica e no desempenho do reator. O ASBBR utilizado tinha volume de 1 L e biomassa imobilizada em cubos de espumas de poliuretano de 5 mm de aresta. As velocidades ascensionais de recirculação estudadas foram de 1,22; 3,38 e 6,77 m.h⁻¹. Os autores concluíram que o reator apresentou desempenho satisfatório e boa estabilidade em escala de bancada. O estudo cinético permitiu concluir que o aumento da velocidade superficial de 1,22 para 6,77 m.h⁻¹ praticamente duplicou o coeficiente cinético de primeira ordem (de 0,94 para 1,60 h⁻¹), como decorrência da diminuição da resistência à transferência de massa na fase líquida.

Figura 4.1 – Fluxograma das etapas experimentais do trabalho de doutorado.

4.2. Material

4.2.1. Configuração do Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Sequenciais contendo biomassa imobilizada (ASBBR)

A montagem experimental foi instalada na sala próxima a ETE da Escola de Engenharia de São Carlos (Figura 4.2-a).

Para melhor controle da operação do sistema, foi montado um pequeno laboratório (Lab-ETE) para algumas análises físico-químicas, como demanda química de oxigênio (DQO), alcalinidade total (AT), ácidos voláteis totais (AVT), série de sólidos, entre outras. A Figura 4.2-b apresenta a vista geral de como ficou a montagem do Lab-ETE.

(a)

(b)

Figura 4.2 – (a) Sala para abrigo dos sistemas experimentais. (b) Vista geral do Lab-ETE montado dentro da sala de reatores

O reator anaeróbio operado em batelada seqüencial com biomassa imobilizada (ASBBR) foi construído em escala piloto. O material utilizado foi polietileno, fornecido pela Poly Processing Indústria e Comércio de Plásticos Ltda. Era constituído por um cilindro com diâmetro interno de 1,0 m e altura de 1,53 m, compreendendo o volume total de 1,2 m³. O fundo do reator era levemente cônico para facilitar a limpeza. A sustentação do reator era garantida por estrutura de ferro com três pés de apoio fixados no piso de concreto. O reator tinha nove furos de 1" distribuídos conforme está apresentado na Figura 4.3 e um furo de 2" localizado junto ao fundo para possível limpeza ou descarte de lodo. Para efetuar a recirculação de esgoto sanitário foram utilizados dois furos no reator, ambos com 2".

A tampa do reator foi fixada por meio de flanges, utilizando-se parafusos tipo borboleta e anel de borracha de vedação, do tipo O` ring, para evitar a fuga de gás. Foram feitos furos na tampa do reator, sendo um para quantificação e coleta de gás e outros três para introdução das sondas de análise físico-química, como pH, temperatura e condutividade, as quais permaneceram devidamente lacradas enquanto não estiveram em uso.

A montagem do sistema foi concluída no final de maio de 2004, conforme está apresentado na Figura 4.3.

(a)

(b)

Figura 4.3 – Reator ASBBR: (a) desenho esquemático e (b) foto após término da montagem.
Fonte: por Luis Hamilton Pospissil Garbossa

No interior do reator, foram conectados caps perfurados em todos os pontos de abertura do reator para impedir que os cubos de espuma saíssem pela tubulação. Além disso, para melhorar a eficiência de distribuição do líquido recirculado, foi instalado no fundo do reator um *manifold* (do inglês, distribuidor), confeccionado em tubos e conexões de PVC em forma de cruz. Foram realizadas perfurações dos dois lados, com furos equidistantes, mas com diferentes diâmetros (ϕ 1,0 cm e ϕ 2,0 cm). No topo, também foi instalada uma tubulação de PVC em forma de cruz, porém esta foi perfurada apenas nas suas extremidades, de modo a captar o líquido a ser recirculado. Dessa forma, procurou-se minimizar os efeitos de zonas mortas, no interior do reator. A Figura 4.4 apresenta o sistema de distribuição de líquido para recirculação no interior do reator.

A alimentação do reator foi feita utilizando-se duas bombas centrífugas auto-escorvante de rotor aberto, marca Jacuzzi, modelo 5JL15-1/2 cv. Estas bombas eram, segundo o fabricante, ideais para o bombeamento de líquidos com sólidos insolúveis, por possuírem rotor aberto de fácil ajuste e à prova de obstrução. A

utilização de duas bombas fez-se necessária para permitir o aumento de vazão, quando da avaliação do desempenho na etapa correspondente à operação em batelada seguida de batelada alimentada. A descarga foi feita por gravidade, na lateral inferior do reator, com utilização de válvula pneumática acionada por comando elétrico e controlada por temporizador.

(a)

(b)

Figura 4.4 – Sistema de (a) captação e (b) distribuição de substrato para recirculação da fase líquida no interior do reator

Para a recirculação da fase líquida foi utilizada bomba auto-escorvante de rotor aberto, modelo AE-2, da marca Thebe, que possui faixa de vazão de até $15 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Para se atingir a faixa de vazão desejada, utilizou-se tubulação de PVC de 2".

A leitura da vazão foi feita com rotâmetro (Figura 4.5), da marca Conaut, com capacidade para medir líquido na faixa de 1 a $10 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Apesar desse rotâmetro ser fabricado para líquidos limpos, ele foi utilizado com sucesso, pois o mesmo foi mantido conectado à tubulação de recirculação somente no momento da mudança de vazão, pois ele foi instalado de modo a ser retirado com facilidade sem prejudicar o sistema. No intuito de controlar a vazão de recirculação, foi instalada uma tubulação de PVC de 2" na bomba AE-2, que teve a função de funcionar com *by-pass* (do inglês, desvio). Assim, a vazão pôde ser ajustada por meio de registros de PVC de 2" de acordo com a leitura aferida no rotâmetro.

Figura 4.5 – Reator ASBBR. Detalhe da localização do rotâmetro e do *by-pass* utilizado para medir e mudar a vazão, respectivamente

4.2.2. Suporte para imobilização da biomassa

O suporte para imobilização da biomassa foi constituído por matrizes cúbicas de espuma de poliuretano, com arestas de 5 cm, densidade aparente de 28 kg.m^{-3} e porosidade próxima a 95%.

A espuma de poliuretano, utilizada como material suporte de imobilização, foi analisada pelo Centro de Caracterização e Desenvolvimento de Materiais da UFSCar (laudo nº 02/003279). A porosidade superficial da espuma muitas vezes é composta pela soma de diversos alvéolos partidos, conforme Figura 4.6.

Figura 4.6 – Morfologia dos alvéolos na espuma de poliuretano

Alguns destes alvéolos, que se encontram na superfície da espuma, se rompem. Devido a esses alvéolos partidos, o diâmetro equivalente médio da abertura apresenta-se superior ao diâmetro equivalente médio dos alvéolos. Estes resultados são demonstrados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Estimativa do diâmetro equivalente médio da abertura superficial e dos alvéolos da espuma de poliuretano

Espuma	Abertura superficial	Alvéolo
Diâmetro equivalente médio (μm) *	757 ± 174	543 ± 154

* Estimativa feita contabilizando-se 100 medidas.

Estas espumas foram confinadas em cesto de chapa de aço inox 304 perfurada (tipo moeda), conforme está apresentado na Figura 4.7-b. O cesto para imobilização da biomassa ocupava, aproximadamente, 58% da altura total do reator. Este percentual é função das dimensões de 85 cm de altura e 1 m de diâmetro, correspondendo ao volume de 670 litros. Dentro desse cesto, foram colocados 0,4 m³ de espuma de poliuretano, na forma de cubos com 5 cm de aresta (Figura 4.7-a). Essas matrizes foram confeccionadas sem corantes e aditivos e fornecidas pela empresa Guilherme Colchões - Rossi & Vaz Ltda-ME.

Figura 4.7 – (a) Espuma de poliuretano utilizada como material suporte, com 5 cm de aresta. (b) Cesto de aço inox 304 utilizado para confinamento do material suporte

4.2.3. Automação do reator ASBBR

Foi executada a montagem do painel eletrônico de operação do reator, que seguiu o esquema de funcionamento exposto na Figura 4.8. Os materiais necessários foram adquiridos e montados em painel fechado, normalmente utilizado para montagem de componentes elétricos e eletrônicos.

Figura 4.8 – Esquema de funcionamento do sistema proposto

A automação do reator contemplava as seguintes operações:

- Enchimento: o temporizador enviava sinal elétrico na hora programada para a válvula solenóide ligar e acionar a válvula pneumática. Para isto, foi necessária a utilização de compressor de ar. A tubulação de ar comprimido possuía um filtro regulador e lubrificador para reter a água da linha de ar comprimido e lubrificar as válvulas pneumáticas automaticamente. Para garantir o funcionamento das válvulas, foi instalado um pressostato na linha de ar comprimido. Caso o compressor apresentasse algum problema, a válvula solenóide não enviaria o comando elétrico para o funcionamento da válvula pneumática e bomba de alimentação.
- Fim do enchimento: ocorria com a interrupção de energia elétrica na hora programada pelo temporizador. Além disso, foi instalada, como precaução, uma bóia de nível para desligar as válvulas pneumáticas e bombas de alimentação na altura preestabelecida, antes do possível transbordamento do reator.
- Recirculação: foi programada através de temporizador. A bomba de recirculação era acionada pelo temporizador um minuto após o término do enchimento.
- Descarga: ocorria por gravidade, após o desligamento da recirculação e acionamento da válvula pneumática, com utilização de temporizador.

A Figura 4.9 apresenta o detalhamento do painel de controle e automação do reator ASBBR. Para facilitar a visualização de possíveis problemas nos equipamentos, foram instaladas pequenas lâmpadas de cores diferentes utilizadas como indicadores de passagem de corrente elétrica, chamadas de *led* (do inglês, *light emitting diode*), para as bombas de alimentação e recirculação. As válvulas solenóides possuíam *leds* próprios, assim como os temporizadores. Isto facilitou sobremaneira a operação do reator, pois forneceu visualização rápida de qual equipamento apresentava algum problema de funcionamento. A Figura 4.10 apresenta a foto dos componentes descritos no esquema após a finalização da montagem experimental.

Figura 4.9 – Esquema de montagem dos componentes elétricos e eletrônicos no painel de operação e automação do reator ASBBR

(a)

(b)

(c)

(d)

(e)

Figura 4.10 – Componentes utilizados para automação da operação do reator ASBBR: (a) filtro regulador / lubrificador, (b) pressostato, (c) válvula pneumática, (d) painel de controle do reator ASBBR fechado e (e) painel de controle do reator ASBBR aberto, que contém os componentes elétricos, as válvulas solenóides e os temporizadores

4.2.4. Água residuária

A água residuária, na forma de esgoto sanitário, utilizada na pesquisa era proveniente de emissário que passa próximo à ETE. A composição dessa água residuária contemplava as emissões de todo o campus da USP – São Carlos e parte de dois bairros do município: Vila São José e Vila Pureza. Nos ensaios realizados em maio de 2002 (Lapa et al., 2003) a DQO bruta média foi de 500 mg.L⁻¹ e DQO filtrada média de 300 mg.L⁻¹, aproximadamente.

A Tabela 4.2 apresenta a caracterização do esgoto sanitário realizada por Passig (2005) e o perfil temporal da DQO no período compreendido entre 7h00min e 22h00min, conforme apresentado na Figura 4.11. Pode-se observar que a relação SSV/SST é igual a 0,75 e a relação DBO/DQO é igual a 0,5, o que demonstra um potencial para a degradação biológica da matéria orgânica presente no afluente.

Tabela 4.2 – Características principais do esgoto sanitário afluente aos reatores, sendo N – número de amostragens; X – média e DP - desvio padrão

VARIÁVEIS	ESGOTO BRUTO				
	N	X	DP	Min	Max
pH	78	Média	Desvio	6,3	7,5
Alc Total (mgCaCO ₃ /L)	78	212	216	54	347
DQO Total (mg/L)	78	566	216	98	1309
DQO Filtrada (mg/L)	78	339	156	34	931
DBO (mg/L)	13	307	103	176	497
DBO / DQO	13	0,5	0,2	0,3	0,8
ST (mg/L)	78	557	310	91	1373
STV (mg/L)	78	350	165	84	773
STF (mg/L)	78	207	145	7	600
SST (mg/L)	78	121	75	14	401
SSV (mg/L)	78	91	62	7	282
SSF (mg/L)	78	30	51	2	339

Fonte: Passig (2005)

Figura 4.11 – Perfil temporal da DQO total do esgoto sanitário do *Campus* da USP. Fonte: Passig (2005)

Entretanto, os principais contribuintes para a carga de matéria orgânica presente no esgoto eram o restaurante universitário (RU) da USP e os alunos de graduação que moravam nos alojamentos do Campus. O RU possui sistema de trituração dos resíduos alimentícios deixados nas bandejas. No entanto, esse sistema deixava passar grande quantidade de sólidos como arroz, rodela de tomate, etc. Isso causava obstrução constante do sistema de tratamento preliminar do esgoto sanitário, instalado nas dependências da ETE, apresentado na Figura 4.12.

(a)

(b)

Figura 4.12 – Tratamento preliminar do esgoto sanitário: (a) gradeamento e (b) caixa de areia

Após passar pelo medidor de vazão do tipo Parshall o esgoto era conduzido para o poço de sucção. A alimentação do reator era feita através do bombeamento de esgoto diretamente do poço de sucção da ETE. Para tanto, foi instalada uma válvula de pé com crivo, ligada a tubulação das bombas de sucção.

Dessa forma, foi possível minimizar os problemas de entupimento, pois a limpeza dessa válvula era relativamente fácil e simples, não causava tanta sujeira, diminuía a exposição pessoal ao esgoto sanitário e evitava a degradação primária da água residuária.

A Figura 4.13 apresenta a foto do sistema de sucção no poço de captação de esgoto sanitário. A limpeza era feita desconectando-se a junta união, instalada próxima a tubulação de sucção, promovendo-se a lavagem com água de torneira e retirada manual das obstruções, quando existentes, como resíduos de alimentos, cabelo, trapos, fibras de tecido, etc.

(a)

(b)

(c)

Figura 4.13 – Sistema de sucção: (a) poço de sucção, após o medidor de vazão, com tubulação de 32 mm conectada a junta de união; (b) detalhe do cap, utilizado para limpeza da válvula de pé com crivo; (c) tubulação de sucção com a válvula de pé com crivo

4.2.5. Inóculo

O reator foi inoculado com lodo proveniente de reator UASB (do inglês, *upflow anaerobic sewage blanket*) piloto, de aproximadamente 20 m³, construído na Estação de Tratamento de Esgoto Sanitário do Campus Universitário da USP, em São Carlos (PASSIG, 2005).

4.3. Métodos analíticos

4.3.1. Análises físico-químicas

O monitoramento do reator foi feito através de análises de amostras coletadas no afluente e no efluente de cada batelada monitorada. Determinaram-se os seguintes parâmetros: temperatura, pH, potencial de oxido-redução (POR), demanda química de oxigênio (DQO) total, filtrada na membrana de 1,2 µm e particulada (calculada a partir da diferença entre DQO total e filtrada), sólidos totais (ST) e sólidos suspensos totais (SST), de acordo com os respectivos métodos descritos pelo Standard Methods for Examination of Water and Wastewater (1998). Ácidos voláteis totais (como ácido acético) e alcalinidade a bicarbonato (como CaCO₃) foram analisados de acordo com método descrito por Dilallo e Albertson (1961) modificado por Ripley et al. (1986). Além disso, foram realizadas análises de ácidos graxos voláteis (AGV) por cromatografia gasosa nas amostras dos perfis temporais, segundo metodologia proposta por Moraes et al. (2000). No capítulo de resultados e discussão só foram apresentados os valores de AGV que ficaram acima do limite de detecção da curva de calibração.

A frequência das análises foi 2 ou 3 vezes por semana, dependendo da etapa do monitoramento do reator. Na fase de estabilidade operacional do sistema, ou seja, quando os valores das análises não variaram significativamente de uma batelada para outra, foram realizados perfis temporais para avaliação do comportamento do reator frente aos parâmetros operacionais impostos. Inicialmente, a coleta de amostras para realização do perfil temporal foi na primeira hora a cada 15 min, na segunda hora a cada 30 min e nas cinco horas restantes a cada hora. Porém, esses intervalos foram alterados em função dos resultados obtidos.

4.3.2. Quantificação e composição dos gases

Sabe-se que a produção de gases no tratamento anaeróbio em batelada de esgoto sanitário é baixa, especialmente em reatores em escala reduzida. Isso pode tornar inviável o seu acompanhamento.

Foram tomadas todas as medidas possíveis de vedação e isolamento para o êxito das análises que deveriam ser feitas no mesmo ciclo em que foram realizadas as análises dos perfis temporais.

Entretanto, em todos os casos de tentativa de medição de gás, não foi obtido êxito, devido à baixa produção de gás verificada, aliada à impossibilidade de vedar completamente o sistema.

Dessa forma, optou-se por coletar amostra da espuma de poliuretano ao final de cada fase experimental de estudo de recirculação da fase líquida para a realização do teste de atividade metanogênica específica (AME). Esta avaliação foi realizada com base nas metodologias descritas por Vazoller (1989) e Chernicharo (1997). Esta análise consistiu na determinação periódica por cromatografia gasosa da concentração de metano presente no biogás produzido no volume livre de frascos-reatores (*headspace*). O objetivo foi avaliar o potencial da biomassa na conversão de substratos introduzidos no meio (fontes de carbono na forma de ácidos orgânicos voláteis) em metano e gás carbônico.

As amostras foram também avaliadas em relação ao seu potencial natural de produção de metano, ou seja, a produção de metano alcançada com o consumo da matéria orgânica remanescente da própria amostra. Para isso foram deixadas nas mesmas condições do ensaio de AME antes da adição dos ácidos voláteis para que a matéria orgânica remanescente da própria amostra fosse consumida e não interferisse nos resultados finais de AME. Desta forma determinou-se o potencial natural de produção de metano de cada amostra.

Com base no trabalho desenvolvido por Steil (2005), que empregou as relações S_0/X_0 de 0,25; 0,5; 0,75; e 1,0 g DQO.(g $SV_{inicial}$)⁻¹, a melhor relação substrato / microrganismos inicial encontrada foi a de 0,25 g DQO.(g $SV_{inicial}$)⁻¹.

Para a realização do ensaio de AME foram utilizados frascos-reatores de 100 mL. Os testes foram realizados em triplicata. Para cada amostra e cada ensaio

foram mantidos frascos-reatores sem a adição das fontes, para que servissem como controles. O procedimento utilizado está descrito a seguir:

- Determinou-se a quantidade de sólidos totais voláteis (STV) nas amostras a serem analisadas antes do início do ensaio;
- Pesaram-se os frascos totalmente preenchidos com água e fechados;
- Adicionou-se, sob fluxo de N_2 , a quantidade de amostra pré-determinada (100 mL) a ser analisada em cada frasco;
- Fluxionou-se nitrogênio 100% puro por 5 minutos no espaço livre de cada frasco-reator;
- Fechou-se os frascos-reatores controle com tampa de borracha e lacre de alumínio;
- Nos demais frascos-reatores, sob o fluxo de N_2 , adicionaram-se as fontes de carbono a serem testadas na relação desejada e 0,1 mL por cada 10 mL de amostra das soluções de minerais e vitaminas, descritas na Tabela 4.3 e na Tabela 4.4, respectivamente;
- Pesou-se novamente os frascos-reatores;
- Determinou-se o *headspace*, de cada frasco-reator da seguinte forma: (massa livre) = (massa do frasco cheio com água) – (massa do frasco com amostra e fontes). Foi considerada a “massa livre” igual ao volume do *headspace*;
- Após a adição das fontes e pesagem dos frascos, iniciou-se imediatamente o acompanhamento da produção de metano. A primeira amostragem foi considerada como o tempo zero do ensaio;
- Pesaram-se os frascos fechados com as amostras para determinação do *headspace* durante o monitoramento do potencial natural de produção de metano;
- Iniciou-se imediatamente o acompanhamento da produção de metano;
- Após a primeira amostragem, os frascos-reatores foram levados para câmara de germinação Fanen modelo 347 CDG a 30°C. A seguir analisou-se o gás contido no headspace no decorrer do dia (de 4 a 5 vezes ao dia). Antes de cada amostragem, a atmosfera gasosa era homogeneizada retirando-se e introduzindo-se o gás produzido no frasco com auxílio de uma seringa por

cerca de dez vezes. A seringa utilizada foi a mesma que era introduzida no cromatógrafo, com trava de pressão, mantendo o gás na mesma pressão do frasco;

- Após a homogeneização do *headspace*, o gás era amostrado por injeção em cromatógrafo gasoso para análise de sua composição. Cromatógrafo gasoso da marca Grow-Mac, equipado com as colunas Porapak-Q (de análise) e Porapak-T (de referência), e detector de condutividade térmica. O gás de arraste utilizado foi o H₂ e a temperatura do forno era mantida em 50°C;
- Monitorou-se a produção de metano até que esta estabilizasse;
- Após a estabilização da produção de metano determinou-se novamente o conteúdo de SV de cada amostra.;

Tabela 4.3 – Solução de metais traço (Vazoller, 1989)

Componente	Quantidade (g)	Ordem de adição no preparo da solução
Ácido nitriloacético (NTA)	1,5	1
FeSO ₄ .7H ₂ O	0,556	2
MgSO ₄	0,5	3
MnSO ₄ .H ₂ O	0,5	4
Na ₂ MoO ₄	0,24	5
Na ₂ WO ₂ .2 H ₂ O	0,165	6
Na ₂ SeO ₃	0,15	7
NiCl ₂ .6H ₂ O	0,1	8
CoCl ₂ .6H ₂ O	0,1	9
ZnSO ₄ .7H ₂ O	0,1	10
CuSO ₄ .5H ₂ O	0,01	11
AlK (SO ₄) ²	0,01	12
H ₃ BO ₃	0,01	13
Água Milli-Q	q.s.p. 1000mL	14

Tabela 4.4 – Composição da solução de vitaminas (Vazoller, 1989)

Componente	Quantidade (g)	Ordem de adição no preparo da solução
Biotina	0,002	1
Ácido fólico	0,002	2
Tiamina.HCl	0,005	3
Riboflavina	0,005	4
Ácido nicotínico	0,005	5
Pantotenato de cálcio	0,005	6
Piridoxina.HCl	0,010	7
Vitamina B12	0,0001	8
Ácido lipóico	0,005	9
Ácido-p-aminobenzóico	0,005	10
Água Milli-Q	q.s.p. 1000mL	11

4.3.2.1. Cálculo para determinação do metano

A partir da curva de calibração do metano, obtidas a partir de diversas injeções de concentrações conhecidas de metano, obtendo-se as respectivas áreas no cromatograma, foram calculados os valores das concentrações de metano obtidas em cada frasco-reator, representando uma condição de velocidade ascensional (V_a) estudado.

A metodologia utilizada para o cálculo da AME foi a mesma empregada por Oliveira (1997). Os valores da AME foram obtidos por meio dos passos descritos a seguir.

- Corrigiram-se os dados da área de metano obtidos no cromatograma pelo método da resposta térmica relativa (RTR), que para o metano é 36, conforme equação dada por Ciola (1985 apud STEIL, 2005):

Eq. 3

$$\frac{\text{Área de CH}_4}{RTR (36)}$$

- Os valores das áreas de metano obtidas foram convertidos, por meio da equação da reta padrão, a mmoles de CH_4 ;
- Os valores de metano obtidos para 0,5 mL (volume retirado para a amostragem) foram convertidos para o *headspace* de cada frasco a partir da seguinte equação:

$$\text{Eq. 4} \quad [CH_4]_{\text{no headspace}} (\text{mmol}) = \frac{[CH_4]_{\text{na amostra}} * \text{volume do headspace}}{\text{volume de amostragem}(0,5\text{mL})}$$

- Esse valor de metano em “mmol” foi convertido em miligramas de DQO-CH₄ e foram acumuladas para traçar curva dos valores acumulados de produção de metano em função do tempo. A partir desta curva determinavam-se os pontos (no mínimo quatro) que correspondiam à fase de maior produção de metano. Estes dados foram ajustados por meio do método de regressão linear. O coeficiente angular da reta representava a atividade metanogênica.
- Dividindo-se este valor pela concentração de biomassa de cada frasco-reator (g SV), obteve-se a atividade metanogênica específica aparente;
- A atividade metanogênica específica real de cada frasco-reator foi obtida subtraindo-se a atividade do controle dos valores das atividades obtidas com a adição das fontes de carbono.

4.3.2.2. Cálculo para determinação da produção teórica de metano

Foi calculada a produção teórica de metano a partir das fontes orgânicas adicionadas em cada frasco-reator com base na equação:

$$\text{Eq. 5} \quad V_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{k(T)}$$

Na qual:

V_{CH_4} = volume de metano produzido (L);

DQO_{CH_4} = carga de DQO correspondente a cada ácido orgânico adicionado no frasco-reator correspondente (g DQO);

$k(T)$ = fator de correção para a temperatura operacional do reator (g DQO.L⁻¹).

Para calcular o valor de $k(T)$, utilizou-se a equação:

$$\text{Eq. 6} \quad k(T) = \frac{p^* K}{R^* (273 + T)}$$

Na qual:

p = pressão atmosférica (1 atm)

K = DQO correspondente a um mmol de CH₄ (64 g DQO. mol⁻¹)

R = constante dos gases (0,08206 atm.L (mol.°K)⁻¹)

4.3.3. Análises microbiológicas

As análises microbiológicas foram realizadas ao final de cada condição experimental, com o objetivo de permitir a caracterização morfológica e o acompanhamento das possíveis variações na microbiota do reator frente às mudanças impostas ao sistema. Como referência, foi analisada amostra do lodo utilizado como inóculo do reator, proveniente de reator UASB.

Foram realizadas observações ao microscópio da biomassa presente no lodo de inóculo e em cada uma das condições de recirculação com V_a de 1,27; 3,82; 7,64 e 10,17 m.h⁻¹. As amostras foram examinadas por microscopia ótica de luz comum e de fluorescência – utilizando-se microscópio Leica DM LB, com software de análise de imagens, Image Pro Plus 4.5 – e através de microscopia eletrônica de varredura (MEV) – utilizando-se microscópio de varredura digital LEO-440.

Para a MEV, as amostras foram preparadas de acordo com protocolo estabelecido por Nation (1983) e adaptado para biofilmes microbianos por Araújo (1995). Primeiramente, foi realizada a fixação das amostras com glutaraldeído (GTA) 2,5% em tampão fosfato 0,1 M, pH 7,3, gelado. As amostras foram deixadas na geladeira por 12 horas à temperatura de 4°C. Decorrido esse período, procedeu-se à lavagem das amostras por 3 vezes, com tampão fosfato 0,1 M, pH 7,3, gelado, sendo de 10 minutos a duração de cada lavagem. Em seguida, foi realizada a desidratação em álcool etílico nas concentrações de 50, 70, 80, 90, 95 e 100%. Cada operação de desidratação teve a duração de 10 minutos. Por fim, as amostras foram aderidas aos suportes de MEV e transferidas para estufa, com temperatura de 40°C, por 2 horas para, posteriormente, serem submetidas ao recobrimento com ouro. Após esse último procedimento, foram levadas ao MEV.

A biomassa aderida a espuma foi estimada como a quantidade de sólidos totais voláteis aderidos a espuma de poliuretano. Para tanto, foram coletadas amostras do material suporte ao final de cada condição experimental. Foi feita a extração da biomassa aderida à espuma por meio de compressão, com auxílio de água destilada. Para facilitar o processo, a espuma a ser analisada era depositada em uma vasilha e procedia-se o corte da espuma em pedaços menores e mais finos, para facilitar a compressão após o encharcamento com água destilada. Todo o sólido desprendido era armazenado em cápsulas próprias para análises de sólidos, com

método preconizado pelo Standard Methods for Examination of Water and Wastewater (1998). Conhecendo a densidade e o volume da espuma de poliuretano utilizada no experimento, foi possível estimar a quantidade de STV por grama de espuma ou por litro de esgoto tratado, ou ainda por volume útil do reator.

4.3.3.1. Biologia molecular

Com o objetivo de tentar identificar os microrganismos presentes no reator ASBBR ao final da condição de operação com V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$, ou vazão de $6 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$, foram coletadas amostras de espuma de poliuretano impregnadas de biomassa. Essa condição operacional foi escolhida devido a análise prévia dos dados, que apresentaram indícios de melhores eficiências de tratamento, conforme será descrito no capítulo de resultados e discussão.

As amostras foram coletadas com pinças estéreis, transferidas para tubos apropriados e armazenadas em freezer até o momento de sua utilização.

As amostras foram examinadas por técnica PCR/DGGE, de acordo com protocolo de Griffiths et al. (2000) e Muyzer et al. (1993) para extração de DNA (*deoxyribonucleic acid*) e preparadas para sequenciamento filogenético.

4.4. Avaliação da intensidade luminosa no interior do reator ASBBR

Foi avaliada a intensidade luminosa no interior do reator ASBBR para avaliar se o reator recebia luz solar. A luz solar foi relatada no trabalho de Sarti et al. (2006b) como possível interferente no rendimento do sistema ASBR, pois os autores verificaram o crescimento de microrganismos fotossintetizantes que possivelmente estariam atrapalhando a degradação anaeróbia do esgoto sanitário. Por essa razão, foi medida a intensidade luminosa do ambiente e do interior do reator com o auxílio de um equipamento portátil da marca TESTO, modelo 545. Este equipamento utiliza sensor de fotodiodo de silicone e possui faixa de medição de 0 a 100.000 lux.

Como referência de intensidade tem-se que um dia de verão ensolarado e de céu aberto pode apresentar valor aproximado de 100.000 lux. Já um dia de inverno nublado pode apresentar valor aproximado de 5.000 lux ou ainda a luz da lua cheia pode apresentar valor aproximado de 0,25 lux, conforme informações obtidas no manual do equipamento.

Nesta pesquisa, foram medidas as intensidades luminosas no interior da sala de experimento, próximo à janela onde ficava uma das faces do reator e em diversos pontos no interior do reator.

4.5. Procedimento experimental

A fim de orientar o leitor quanto ao desenvolvimento de cada etapa realizada na pesquisa em função dos meses do ano, está apresentado na Figura 4.14 o calendário resumido das principais seqüências de atividades realizadas no período de Janeiro de 2004 a Dezembro de 2005.

Figura 4.14 – Calendário das principais atividades realizadas na pesquisa

4.5.1. Operação prévia do ASBBR – testes hidráulicos

A etapa de construção foi finalizada em maio de 2004. Foi realizado o teste hidráulico no reator operado com água de torneira para verificação de possíveis vazamentos, para cálculo do volume útil, volume tratado, regulagem de vazão de enchimento e regulagem da vazão de descarte.

Foi possível, também, executar medições de volumes parciais e totais do reator ASBBR. Para isso, foi fixada uma fita métrica na parede externa do reator do lado de tubo flexível, para visualizar o líquido no seu interior. A Figura 4.15 apresenta corte esquemático do reator em função das alturas e volumes parciais e totais, considerando o volume ocupado pela espuma de poliuretano. Estes volumes foram medidos sem biomassa inoculada, utilizando água de torneira.

Figura 4.15 – Representação esquemática de corte do reator em função das alturas e volumes líquidos parciais e totais

O reator ASBBR apresenta volume de 100 L junto ao fundo. Este volume não era descarregado entre uma batelada e outra e, sendo assim, foi responsável por pequena diluição do afluente. A pesquisa realizada por Sarti (2004) constatou a necessidade de se deixar esse volume residual dentro do reator, a fim de acelerar o processo cinético de degradação. Não havia biomassa imobilizada nos primeiros 15 cm do reator, pois a tubulação de distribuição de líquido recirculado se encontrava instalada nesse trecho. O volume dessa região que não continha biomassa imobilizada era de 218 L. O trecho compreendido entre 15 a 100 cm foi ocupado pelo cesto com o material suporte. Dos 668 L de volume total do cesto, cerca de 468 L foram ocupados por líquido e 200 L equivaleram ao volume de espuma molhada, pois seca, tinha volume de 400 L ou $0,4 \text{ m}^3$, como citado

anteriormente. A região compreendida entre 100 a 143 cm foi ocupada apenas por líquido e a tubulação de sucção da recirculação, e correspondia ao volume de 338 L. Assim, o volume total do reator, medido com água de torneira sem a presença de biomassa, era de 1224 L. Descontando 100 L que permaneciam no fundo a cada batelada, e o volume ocupado pela espuma de poliuretano, o volume útil era de 1024 L.

4.5.2. Estudo hidrodinâmico para avaliação do tempo de mistura

A caracterização hidrodinâmica do reator foi feita realizando-se ensaios abióticos para as diferentes intensidades de agitação, determinando-se o tempo de mistura para as velocidades ascensionais de 1,27; 3,82; 7,64; 10,18 e 12,73 m.h⁻¹, que correspondem às vazões de 1, 3, 6, 8 e 10 m³.h⁻¹. Esses ensaios foram realizados com o reator contendo apenas espuma de poliuretano sem inóculo. Foi adicionada água de torneira suficiente para cobrir todo o leito, trocada por três vezes, para garantir a saturação da espuma.

Acreditava-se que seria possível aferir tais vazões de recirculação utilizando-se balde de 100 L e cronômetro. Foram tomadas como base as velocidades ascensionais estudadas por Ramos et al. (2003) de 1,15; 3,42; 6,88; 11,23 e 16,81 m.h⁻¹, que corresponderiam às vazões de 0,35; 1,03; 2,07; 3,40 e 5,10 m³.h⁻¹ no ASBBR piloto. Assim, as vazões mais aproximadas obtidas com bomba Jacuzzi ½ cv através das medições no balde foram de 0,43; 0,97; 1,94; 3,41 e 5,13 m³.h⁻¹. Estas foram marcadas no registro para posterior utilização na operação do reator. No entanto, com a vazão de 0,43 m³.h⁻¹ não foi possível realizar o ensaio, pois esse valor não era estável, devido ao tipo de registro utilizado no controle de vazão de recirculação. Decidiu-se por abandonar essa vazão e utilizar a vazão máxima da bomba que era 6,88 m³.h⁻¹.

No entanto, devido à escala do reator, não foi possível aferir exatamente as mesmas velocidades ascensionais. E, por considerar a dificuldade na medição de vazão de recirculação com auxílio de recipiente plástico e cronômetro e os resultados apresentados dos ensaios de condutividade, optou-se pela mudança da bomba de recirculação. Foi adquirida outra bomba, marca Thebe, modelo AE-2, também auto-escorvante de rotor aberto, porém, com maior capacidade de variação de vazão.

Sendo assim, foram feitos ensaios para as vazões de 1, 3, 6, 8 e 10 $\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$, que correspondem às velocidades ascensionais (V_a) de 1,27; 3,82; 7,64; 10,17 e 12,73 $\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$. Os perfis temporais da variação da condutividade (com adição pontual de solução salina) foram obtidos para cada vazão imposta.

Com o reator cheio de água, adicionou-se quantidade conhecida de NaCl na entrada da tubulação de recirculação. A resposta (condutividade) foi medida através de condutivímetro conectado a um registrador *on line*, cujo eletrodo foi fixado na parte superior do reator, próximo à superfície do líquido.

Para determinação da quantidade de NaCl que deveria ser adicionada no reator, foram realizados dois ensaios, um em becker de 80 mL sem espuma e outro em Becker de 500 mL, com 200 mL de espuma, na tentativa de se manter a proporção de volume de espuma do reator.

A quantidade de espuma que corresponderia à adicionada no reator é a relação direta entre o volume útil do reator com a quantidade de espuma e o volume líquido do Becker a ser utilizado. Assim, tem-se que:

1000 L, volume do reator $\rightarrow$ 400 litros, volume de espuma

500 mL, volume do Becker $\rightarrow$ x litros

Portanto: $x = 0,2$ litros de espuma

Como, 1 espuma de 1 cm^3 equivale a 0,001 litros, foi necessário adicionar 200 espumas de 1 cm^3 para se aproximar do volume de espuma utilizado no reator.

Os resultados dos dois ensaios estão apresentados na Figura 4.16.

Figura 4.16 – Ensaio para determinação da massa de NaCl e condutividade correspondente: (a) Utilizando-se Becker de 80 mL e (b) Utilizando-se Becker de 500 mL com espumas

Inicialmente foi utilizada uma sonda de condutividade que forneceu o seguinte resultado: para se atingir $1400 \mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$ era necessário 400 g de NaCl. Esse valor foi adotado para realização dos ensaios. No entanto, ao se observar que a espuma retinha parte do sal adicionado, surgiu a dúvida se a sonda estava correta. Foi constatado que a sonda estava com problema de mau funcionamento, não sendo, portanto, confiável. Assim, foram realizados os ensaios com copo tipo Becker com a nova sonda, porém, o valor de 400 g de NaCl foi mantido, pois já havia sido realizados ensaios no reator. Assim, de posse de outra sonda mais confiável e das curvas refeitas, foi encontrada a quantidade de sal colocada nos copos tipo Becker que correspondesse a $400 \mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$, valor esse obtido no reator ao se realizar os ensaios com a nova sonda.

Tem-se que:

400 g de NaCl $\rightarrow$ 1.000.000 ml, volume no reator

y g de NaCl $\rightarrow$ 80 ml, volume no Becker

z g de NaCl $\rightarrow$ 500 ml, volume no Becker com espuma

Portanto: y = 32 mg, que corresponde a condutividade de $670 \mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$

z = 200 mg, que corresponde a condutividade de $500 \mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$

Pode-se concluir que a espuma retém parte do sal, causando diferença na medida da condutividade de aproximadamente $100 \mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$ independente no número de vezes que fosse lavada a espuma. Assim, adotou-se a tripla lavagem através de acompanhamento da condutividade a cada lavagem.

Depois de conhecida a massa de sal necessária para obtenção dos perfis temporais de condutividade, foi iniciado o ensaio a partir da primeira velocidade ascensional de $1,27 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$. Para tanto, foi preparada uma solução de água com NaCl em balde de 14 litros e adicionada rapidamente no interior da tubulação de sucção da recirculação, com o auxílio de funil acoplado em mangueira flexível. O tempo de injeção do pulso era de 3 a 5 minutos. Os dados foram obtidos e armazenados a cada 5 minutos durante batelada de 12 horas.

Através dos perfis experimentais de variação da condutividade com o tempo, ajustou-se modelo teórico da variação da condutividade no tempo, para cada

velocidade ascensional, determinando-se os tempos de mistura do líquido. Foi testado o modelo sigmoidal de Boltzmann para todas as condições de velocidades ascensionais e verificados sua adequação aos dados experimentais obtidos (SILVA, 1999)

$$\text{Eq. 7} \quad C = C_f + \frac{(C_i - C_f)}{1 + e^{[(t-t_0)/\sigma]}}$$

Na qual:

C é o valor normalizado de condutividade;

C_f é o valor normalizado de condutividade final, ou seja, igual a 1;

C_i é o valor normalizado de condutividade inicial, ou seja, igual a 0;

t é o tempo de mistura (t_M);

t_0 é o tempo de atraso;

σ é o coeficiente de tempo.

Portanto, para $C=0,999$, tempo $t=t_M$.

Substituindo os valores e resolvendo a equação, temos:

$$\text{Eq. 8} \quad t_M = 6,91.\sigma + t_0$$

4.5.3. Imobilização de biomassa anaeróbia

O lodo anaeróbio foi imobilizado em partículas cúbicas de espuma de poliuretano, com 5 cm de aresta. O método de imobilização foi adaptado da metodologia proposta por Zaiat et al. (1994), devido à escala do reator. Para tanto, foi conectada uma tubulação flexível capaz de conduzir o lodo diretamente do reator UASB para o reator ASBBR, até que todo o material suporte ficasse encoberto (aproximadamente 675 L de lodo). As espumas permaneceram em contato por período de 24 horas, com o reator tampado e sem recirculação. Decorrido esse período, foi realizado o descarte do lodo excedente e o enchimento com esgoto sanitário.

A partir deste momento, foi iniciada a operação automatizada utilizando-se o painel de operação, ajustada à programação normal de projeto (ciclo de 8 horas, com 20 a 30 minutos para alimentação e descarte), porém sem recirculação do

líquido durante três dias. A partir do quarto dia, o reator foi operado normalmente, com ajuste da primeira vazão de recirculação de $1 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$, que corresponde a V_a de $1,27 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$.

4.5.4. Determinação da velocidade ascensional para recirculação da fase líquida

Esta etapa objetivou estudar e selecionar a velocidade de recirculação de líquido no interior do reator, parâmetro esse necessário para obtenção de máxima eficiência de remoção de matéria carbonácea do reator tratando esgoto sanitário, minimizando o consumo de energia. A operação do reator foi realizada com 3 ciclos de batelada por dia, cada ciclo com 8h de duração, com tempo de alimentação e descarga de 20 a 30 minutos, realizados à temperatura ambiente.

Nos experimentos, foram fixadas as vazões de 1, 3, 6, 8 e $10 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$, correspondentes às velocidades ascensionais de 1,27; 3,82; 7,64; 10,17 e $12,73 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$. Essas velocidades foram selecionadas baseado-se nos trabalhos realizados por Camargo et al. (2002) e Ramos et al. (2003).

O reator foi operado com cada vazão pré-determinada até que o sistema atingisse estabilidade operacional. Após a estabilização, foram realizados perfis temporais de concentração dos parâmetros de qualidade ao longo de um ciclo.

A partir dos resultados dos perfis temporais de concentração de matéria orgânica (medido como DQO), ajustou-se o modelo cinético modificado de primeira ordem, com concentração residual de matéria orgânica.

A operação do reator foi possível até a velocidade ascensional de $10,19 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$. A partir desta, o reator apresentou muita instabilidade e baixa retenção de sólidos. Ao se observar este fato, optou-se por retomar as velocidades ascensionais de 1,27 e $3,82 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ a fim de obter, novamente, os dados dos perfis temporais para melhor avaliar a resistência a transferência de massa no reator.

4.5.4.1. Obtenção de parâmetros cinéticos aparentes

Os parâmetros cinéticos aparentes foram obtidos a partir da análise dos perfis temporais de concentração de matéria orgânica, medida como DQO ao término de cada etapa de estudo para cada valor de V_a estudado.

Para obtenção dos parâmetros Cubas et al. (2004), Pinho et al. (2004) e Lapa et al. (2005) utilizaram o método da integral e modelo cinético de primeira ordem, com concentração residual, ajustado por regressão não linear pelo método de Levenberg-Marquardt (software Origin 6.0[®]), cuja expressão é apresentada na Eq. 1.

$$\text{Eq. 1} \quad C_S = C_{SR} + (C_{S0} - C_{SR}) \cdot e^{(-k_1^{ap} \cdot t)}$$

Nesta expressão, C_S é a concentração de substrato no meio líquido (expressa como DQO), C_{S0} é a concentração de substrato inicial afluente (logo após o enchimento do reator), C_{SR} é a concentração de substrato residual no efluente, k_1^{ap} é a constante cinética aparente de primeira ordem e t é o tempo.

Este modelo foi modificado em função da variação da concentração de substrato afluente. Por tratar-se de esgoto sanitário, a concentração inicial de substrato afluente diferia em valores absolutos em cada perfil realizado. Dessa forma, promoveu-se à normalização da equação descrita anteriormente, dividindo-se toda a equação pelo valor da concentração de substrato inicial afluente (C_{S0}). O modelo cinético modificado de primeira ordem normalizado está desenvolvido a seguir, a partir do balanço de massa no reator em batelada:

$$\text{Eq. 2} \quad \frac{dC_S}{dt} = -k_1^{ap} * (C_S - C_{SR})$$

Dividindo-se a Eq. 2 por C_{S0} :

$$\text{Eq. 3} \quad \frac{d\left(\frac{C_S}{C_{S0}}\right)}{dt} = -k_1^{ap} * \left(\frac{C_S}{C_{S0}} - \frac{C_{SR}}{C_{S0}}\right)$$

Resolvendo a integral, tem-se:

$$\text{Eq. 4} \quad \int_{C_{S0}}^{C_S} \frac{d\left(\frac{C_S}{C_{S0}}\right)}{\left(\frac{C_S}{C_{S0}}\right) - \left(\frac{C_{SR}}{C_{S0}}\right)} = -k_1^{ap} * \int_{t_0}^t dt$$

$$\text{Eq. 5} \quad \ln\left(\frac{C_S}{C_{S0}} - \frac{C_{SR}}{C_{S0}}\right)_{C_{S0}}^{C_S} = -k_1^{ap} * (t - t_0)$$

$$\text{Eq. 6} \quad \ln\left(\frac{\frac{C_S}{C_{S0}} - \frac{C_{SR}}{C_{S0}}}{1 - \frac{C_{SR}}{C_{S0}}}\right) = -k_1^{ap} * (t - t_0)$$

$$\text{Eq. 7} \quad \frac{C_S}{C_{S0}} = \frac{C_{SR}}{C_{S0}} + \left(1 - \frac{C_{SR}}{C_{S0}}\right) e^{[-k_1^{ap} * (t - t_0)]}$$

Na Eq. 7:

C_S é a concentração de substrato no meio líquido (expressa como DQO)

C_{S0} é a concentração de substrato inicial afluente (um minuto após o enchimento do reator)

C_{SR} é a concentração de substrato residual no efluente

k_1^{ap} é a constante cinética aparente de primeira ordem

t_0 é o tempo inicial e t é o tempo.

Para o ajuste das curvas, o resultado da amostra coletada um minuto após o enchimento completo do reator foi considerado como sendo o primeiro ponto da curva. Este procedimento foi adotado devido ao efeito da diluição provocado pelo líquido remanescente de cada batelada no fundo do reator.

4.5.5. Avaliação da estratégia de alimentação no Reator Anaeróbio Operado em Batelada Seqüencial – batelada alimentada seguido de batelada

Após a quebra e conserto do cesto de inox (ver descrição no anexo A) iniciou-se a segunda fase do projeto de doutorado que consistiu no estudo da velocidade de alimentação do reator ASBBR.

Foram estudadas condições de batelada alimentada de 2 e 4 horas. O plano de trabalho anterior previa estudo de até 7,5 horas de alimentação. No entanto devido a limitações físicas da instalação experimental não foi possível aumentar o tempo de alimentação acima de 4 horas, pois a velocidade de alimentação não se mantinha constante. Isto acarretaria em instabilidade do sistema de tratamento. Assim, os estudos de batelada alimentada foram realizados até a taxa de alimentação de $\frac{1}{2}$ ciclo em relação ao tempo de ciclo total.

De posse dos melhores resultados da etapa descrita no item 4.5.4, foi iniciada a quarta etapa do estudo. Considerando o reator vazio, devido à descarga do ciclo anterior, foram estudadas quatro condições de alimentação:

- Estratégia de alimentação 1 (batelada): Etapa de alimentação do reator em 30 minutos, caracterizando a operação em batelada, que é utilizada para comparação com outras estratégias; etapa de reação por 420 min; e etapa de descarga de todo o reator em 30 min, sendo a recirculação de líquido realizada somente na fase de reação; esta etapa foi obtida na primeira fase do estudo;
- Estratégia de alimentação 2 (batelada alimentada / batelada): Etapa de alimentação do reator em, aproximadamente, 120 minutos ($\frac{1}{4}$ do ciclo – t_F/t_c de 0,25), caracterizando a operação em batelada alimentada; etapa de reação por 330 min, caracterizando a operação em batelada; e etapa de descarga de todo o reator em 30 min, sendo a recirculação de líquido realizada somente na fase de reação;
- Estratégia de alimentação 3 (batelada alimentada / batelada): Etapa de alimentação do reator em, aproximadamente, 240 minutos ($\frac{1}{2}$ do ciclo – t_F/t_c de 0,50), caracterizando a operação em batelada alimentada; etapa de reação por 210 min, caracterizando a operação em batelada; e etapa de descarga de todo o reator em 30 min, sendo a recirculação de líquido realizada somente na fase de reação;

Para acompanhamento da tratabilidade do esgoto sanitário pelo ASBBR, foram realizadas análises de monitoramento de duas a três vezes por semana, dos parâmetros pH, temperatura ambiente, temperatura do líquido no interior do reator,

demanda química de oxigênio (DQO), alcalinidade a bicarbonato (AB), ácidos voláteis totais (AVT) e série de sólidos.

Ao ser verificado que a concentração de substrato filtrado efluente não apresentava variação significativa de um ciclo para outro, foram realizados perfis de DQO ao longo de um ciclo, a fim de avaliar-se a influência da estratégia de alimentação no desempenho do reator sob as condições experimentais descritas. Os perfis foram feitos em triplicata.

4.5.5.1. Obtenção de parâmetros cinéticos aparentes

Para o reator operado em batelada alimentada, foram obtidos parâmetros cinéticos aparentes de primeira ordem utilizando modelagem proposta para reatores descontínuos operados em batelada alimentada. Este modelo cinético foi deduzido a partir do modelo proposto por Monod, admitindo-se concentração de biomassa constante (baseada na hipótese de que o metabolismo anaeróbio ocorre em um curto período de tempo) e vazão de alimentação constante (RODRIGUES et al., 2003b).

Estes seguem as seguintes equações:

Eq. 8
$$\frac{d(C_s V)}{dt} = F * C_{sf} - v_s * V$$

Eq. 9
$$\frac{dC_s}{dt} = \frac{F}{V} * (C_{sf} - C_s) - \mu_s * C_x$$

Considerando modelo de primeira ordem e residual de substrato, obtêm-se:

Eq. 10
$$\frac{dC_s}{dt} = \frac{F}{V} * (C_{sf} - C_s) - k_1^{ap} * (C_s - C_{SR}) * C_x$$

Na qual:

C_s é a concentração de substrato no meio líquido (expressa como DQO)

C_{SR} é a concentração de substrato residual no efluente

k_1^{ap} é a constante cinética aparente de primeira ordem

F é a vazão volumétrica de alimentação

C_{sf} é a concentração de substrato limitante na vazão de alimentação

V é o volume de meio no reator

t é o tempo do processo

C_x é a concentração de biomassa

v_s é a velocidade de consumo de substrato

μ_s é a velocidade específica de consumo de substrato.

Foi utilizado o método integral numérico e não-linear, com integração numérica do modelo pelo método de Runge-Kutta-Gill de 4ª ordem e passo variável. O ajuste do modelo foi efetuado pelo método de otimização não-linear de Marquardt implementado no *software* Fortran®.

4.5.6. Testes no reator ASBBR com substrato de fácil degradação – etanol

Com o objetivo de melhor estudar as relações nas resistências a transferência de massa foi iniciada outra fase de estudo. Foram realizados ensaios com etanol como único substrato. Este foi alimentado ao reator através de bombeamento de uma solução preparada minutos antes do início da batelada do dia. A fonte de nutrientes foi suprida pela operação do reator com duas bateladas diárias de esgoto sanitário. Os ensaios foram realizados em quadruplicata para garantir a confiabilidade dos mesmos.

A solução preparada continha água de torneira e etanol (álcool de cozinha) a fim de que a DQO final da solução tivesse valor aproximado de 500 mg.L⁻¹. Foi necessário utilizar 200 mL de álcool comum, 96º GL.

4.5.7. Análise estatística – descrição, exploração, comparação e validação dos dados experimentais e dos dados obtidos na modelagem cinética

Os dados obtidos em cada etapa de estudo foram comparados entre si por meio de métodos estatísticos de descrição, exploração e comparação de dados. Foram utilizados tabelas, gráficos e medidas importantes para descrever ou explorar os conjuntos de dados e comparar dois ou mais conjuntos (TRIOLA, 1999).

Para isto, foram utilizadas medidas de tendência central, que são tentativas de determinação de valores que representem conjuntos de dados, como média e mediana. Foram utilizadas medidas de variação como o desvio-padrão que é a medida da variação dos valores em relação à média, amplamente utilizada para análise estatística dos dados experimentais. Foram calculados, também, os valores

correspondentes às medidas de posição, que permitem identificar valores atípicos, como mínimo e máximo, quartis e decis, que são utilizados para comparar valores dentro do mesmo conjunto de dados.

Assim como a mediana divide os dados em duas partes iguais, os três quartis, denotados por Q1, Q2 e Q3, dividem as observações dispostas em ordem crescente em quatro partes iguais. A grosso modo, Q1 separa os 25% inferiores dos 75% superiores dos valores ordenados; Q2 é a mediana; e Q3 separa os 75% inferiores dos 25% superiores dos dados. Mais precisamente, ao menos 25% dos dados foram no máximo iguais a Q1, e ao menos 75% dos dados foram no mínimo iguais a Q1. Ao menos 75% dos dados foram no máximo iguais a Q3, enquanto ao menos 25% foram, no mínimo, iguais a Q3. Analogamente, há nove decis, denotados por D1, D2, D3,...,D9, que dividem os dados em 10 grupos com cerca de 10% deles em cada grupo.

As medidas de posição foram utilizadas para fazer a análise exploratória de dados, com a utilização dos diagramas de caixas (*boxplots*). Estes são especialmente adaptados para comparar diferentes conjuntos de dados. Para isto, os conjuntos de dados obtidos em cada condição de estudo foram dispostos em ordem crescente e encontrados os valores mínimo, máximo, decis de 10% e 90%, quartis de 25%, 50%(mediana) e 75%. Estes valores foram plotados em forma de *boxplot* em que a caixa central apresenta a dispersão dos dados com os valores que ficaram entre 25% e 75% dos dados obtidos. A exemplificação do gráfico *boxplot* está apresentada na Figura 4.17.

Figura 4.17 – Ilustração do formato e distribuição das medidas de posição no diagrama de caixas (*boxplot*)

A validação do modelo ajustado foi feita por critérios estatísticos, a qual corresponde a última etapa do procedimento de ajuste de um modelo matemático. Consiste em análise estatística que visa validar (ou não) o modelo em estudo. Para tanto, foram utilizados o teste F e o teste de Randomicidade, que visam verificar se o modelo representa adequadamente o conjunto de dados experimentais disponíveis, conforme descrição em Schmidell (2001).

O teste F se baseia na obtenção do chamado “erro experimental”, obtido a partir de repetições do mesmo ensaio. Assim, o teste F é a relação entre o erro obtido pela falta de ajuste e a estimativa do erro experimental. Portanto, para que o modelo represente adequadamente os dados experimentais ajustados ou, em outras palavras, não apresente falta de ajuste, é necessário que F seja menor que 1.

$$F < 1$$

O teste de randomicidade (Z) é útil na verificação de possíveis tendências no ajuste do modelo ao conjunto de dados experimentais. O valor de Z pode ser obtido com a utilização de três equações descritas a seguir:

$$\text{Eq. 9} \quad \bar{R} = \frac{2N_1N_2}{N_1 + N_2} + 1$$

$$\text{Eq. 10} \quad \sigma_R = \sqrt{\frac{2N_1N_2(2N_1N_2 - N_1 - N_2)}{(N_1 + N_2)^2(N_1 + N_2 - 1)}}$$

$$\text{Eq. 11} \quad Z = \frac{R - \bar{R}}{\sigma_R}$$

Nas equações acima N_1 é o número de resíduos positivos, N_2 é o número de resíduos negativos, R é o número de vezes que a seqüência de resíduos muda de sinal. A distribuição de R é então aproximada pela distribuição normal, e a média e o desvio padrão desta distribuição foram calculados através das Eq. 9 e Eq. 10.

A região de aceitação é o conjunto de valores de Z interiores ao intervalo de -1,96 a 1,96. Se o valor de Z for muito baixo, o modelo é inadequado. Por outro lado, se o valor de Z for muito alto, os dados experimentais contêm oscilações que

precisam ser consideradas pelo modelo. Se o valor de Z estiver na faixa de aceitação, então a hipótese de randomicidade pode ser aceita (SCHMIDELL, 2001).

$$-1,96 \leq Z \leq 1,96$$

5. Resultados e discussão

Neste capítulo, serão apresentados e discutidos os resultados obtidos no estudo deste projeto de doutorado, conforme as etapas realizadas: Determinação do tempo de mistura, avaliação da velocidade de recirculação da fase líquida, avaliação do regime de alimentação, exames microscópicos e resultados obtidos nas análises cinéticas, respectivamente.

5.1. Avaliação do tempo de mistura

Os ensaios hidrodinâmicos tiveram como objetivo determinar o grau de homogeneidade do sistema de reação através do tempo de mistura.

Foram tomadas como base as velocidades ascensionais estudadas por Ramos et al. (2003) de 1,15; 3,42; 6,88; 11,23 e 16,81 m.h⁻¹, que corresponderam às vazões de 0,35; 1,03; 2,07; 3,40 e 5,10 m³.h⁻¹ no ASBBR piloto.

Os perfis temporais da variação da condutividade (com adição pontual de solução salina) foram obtidos para cada vazão imposta e estão apresentados nas Figura 5.1. Para cada condição foram realizados de 3 a 4 testes, a fim de se obter reprodutibilidade de valores.

Os resultados obtidos não confirmaram a hipótese de que haveria diminuição do tempo de mistura com o aumento da vazão. Isto não ocorreu, conforme está apresentado na Figura 5.2, pois, para vazão de 3,41 m³.h⁻¹ o tempo de atraso foi bem maior do que para vazão de 1,94 m³.h⁻¹. Igualmente, para as vazões de 5,13 e 6,88 m³.h⁻¹, não foram observadas diferenças, embora a vazão de recirculação tivesse sido aumentada em aproximadamente 2 m³.h⁻¹.

Figura 5.1 – Ensaio hidrodinâmicos – curvas de variação da condutividade para vazão de recirculação de: (a) 0,97; (b) 1,94; (c) 3,41; (d) 5,13 e (e) 6,88 $\text{m}^3.\text{h}^{-1}$, realizados com bomba modelo Jacuzzi

Figura 5.2 – Curva com a média dos valores obtidos em cada ensaio de tempo de mistura para as vazões de recirculação de: (♦) 0,97 ; (■) 1,94; (▲) 3,41; (●) 5,13 e (●) 6,88 m³.h⁻¹

Esses resultados não esperados foram atribuídos à dificuldade de se garantir a medida correta da vazão com a instalação e dispositivos existentes. Após a mudança da bomba de recirculação e a instalação do rotâmetro, os ensaios foram refeitos para as novas vazões de 1, 3, 6, 8 e 10 m³.h⁻¹, que correspondem às velocidades ascensionais (V_a) de 1,27; 3,82; 7,64; 10,17 e 12,73 m.h⁻¹. Os resultados obtidos estão apresentados na Figura 5.3.

Optou-se por iniciar os ensaios com a maior vazão. Os resultados foram apresentados de forma normalizada para melhor visualização dos efeitos da mistura. Os resultados apresentados na Figura 5.3 permitem visualizar a influência exercida pela espuma de poliuretano, pois houve a retenção de NaCl no primeiro ensaio realizado. Para minimizar esse efeito, foi adotado, como padrão para realização dos demais ensaios, a lavagem do material suporte por três vezes consecutivas antes de se iniciar a tomada de dados do próximo ensaio. A Figura 5.4 apresenta a média de cada ensaio realizado com as diferentes vazões de recirculação. Foi possível notar que houve aumento progressivo do tempo de mistura com a diminuição da vazão, indicando que os dados eram válidos e passíveis de modelação.

Figura 5.3 – Ensaios hidrodinâmicos – curvas de aumento da condutividade para vazão de recirculação de: (a) 1 (b) 3 (c) 6 (d) 8 e (e) 10 m³.h⁻¹, realizados com bomba modelo Thebe

Figura 5.4 - Curva com a média dos valores obtidos em cada ensaio de tempo de mistura para as vazões de recirculação de: (♦) 1; (■) 3; (▲) 6; (●) 8 e (●) 10 $\text{m}^3.\text{h}^{-1}$

Dessa forma, foi testado o modelo sigmoidal de Boltzmann para todas as condições de velocidades ascensionais e verificada sua adequação aos dados experimentais obtidos.

O modelo ajustado está apresentado na Figura 5.5. Os resultados demonstraram que o modelo sigmoidal de Boltzmann se ajustou bem aos dados experimentais obtidos para vazões de recirculação de 6, 8 e 10 $\text{m}^3.\text{h}^{-1}$, que correspondem às velocidades ascensionais (V_a) de 7,64; 10,19 e 12,73 $\text{m}.\text{h}^{-1}$. Foram obtidos os tempos de mistura (t_M) de 13h42min, 19h14min, 5h24min, 1h05min e 0h42min, respectivamente, para V_a 1,27; 3,82; 7,64; 10,19 e 12,17 $\text{m}.\text{h}^{-1}$. Para as vazões de 1 e 3 $\text{m}^3.\text{h}^{-1}$, não houve um bom ajuste, podendo indicar que, para vazões de recirculação baixas, o comportamento hidrodinâmico do reator não segue o mesmo padrão observado para as vazões mais elevadas ou que o sistema de distribuição de esgoto no fundo do reator era ineficiente. A Figura 5.6 apresenta a variação do tempo de mistura em função da velocidade ascensional aplicada ao reator.

Figura 5.5 – Modelo sigmoidal de Boltzmann ajustados aos dados experimentais de condutividade por tempo, para determinação do tempo de mistura, para as vazões de recirculação de: (a) 1 (b) 3 (c) 6 (d) 8 e (e) 10 $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, realizados com bomba modelo Thebe

Figura 5.6 – Tempo de mistura em função das velocidades ascensionais estudadas

5.2. Determinação da velocidade ascensional para recirculação da fase I

A operação do ASBBR com esgoto sanitário foi iniciada em 27 de agosto de 2004, com a inoculação do reator, conforme procedimento descrito no item 4.5.3.

Foi introduzido, no reator, 675 L de lodo proveniente de reator UASB, instalado nas dependências da USP São Carlos. Foi retirada amostra do lodo para análise microscópica das morfologias predominantes.

Para acompanhamento da tratabilidade do esgoto sanitário pelo ASBBR, foram realizadas análises de monitoramento de duas a três vezes por semana, dos parâmetros pH, temperatura ambiente, temperatura do líquido no interior do reator, demanda química de oxigênio (DQO), alcalinidade a bicarbonato (AB), ácidos voláteis totais (AVT) e série de sólidos.

Os gráficos do monitoramento desta etapa estão apresentados no Anexo B, em que as linhas tracejadas indicam a mudança de condição de operação. Para melhor interpretar o conjunto de dados obtidos no monitoramento dos parâmetros temperatura, pH, DQO, AVT, AB e série de sólidos foram utilizados os diagramas de caixas (*boxplot*), por serem úteis para se comparar conjuntos de dados. Na confecção dos gráficos *boxplot* foram considerados os percentis de 10% e 90%, os quartis de 25%, 50% e 75% e os valores mínimo e máximo. Estes gráficos estão apresentados a partir da Figura 5.7 até a Figura 5.22.

- Do 4º ciclo até o 116º ciclo (112 ciclos), o reator permaneceu na condição de mistura de $1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, que corresponde a V_a de $1,27 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$.
- Do 117º ciclo até o 284º ciclo (167 ciclos), o reator permaneceu na condição de mistura de $3 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, que corresponde a V_a de $3,82 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$.
- Do 285º ciclo até o 567º ciclo (282 ciclos), o reator permaneceu na condição de mistura de $6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, que corresponde a V_a de $7,64 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$.
- Do 568º ciclo até o 674º ciclo (106 ciclos), o reator permaneceu na condição de mistura de $8 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, que corresponde a V_a de $10,19 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$.
- Do 675º ciclo até o 800º ciclo (125 ciclos), o reator foi operado novamente na condição de mistura de $1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, que corresponde a V_a de $1,27 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$, a fim de confirmar os dados obtidos na primeira fase.
- Do 801º ciclo até o 965º ciclo (164 ciclos), o reator foi operado novamente na condição de mistura de $6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, que corresponde a V_a de $7,64 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$, a fim de confirmar os dados obtidos na terceira fase.

Durante o período em que o reator foi operado com V_a de $7,64 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$, ocorreram as férias de verão da graduação da USP São Carlos. Isto diminuiu consideravelmente a concentração de matéria orgânica, visto que o Restaurante Universitário (RU) não estava funcionando e os alojamentos ficaram quase todos fechados, por falta de alunos no campus. Este período está compreendido entre os ciclos 340 (22/12/04) e 376 (03/01/05), durante o qual não foram realizadas análises físico-químicas, apenas acompanhamento do funcionamento do sistema.

Para cumprimento do calendário escolar de reposição das aulas, oriundas da greve, as aulas prosseguiram a partir do dia 4 de janeiro de 2005 até dia 14 de janeiro de 2005, período que o ASBBR apresentou estabilidade operacional. As férias foram oficialmente iniciadas a partir do dia 15 de janeiro até dia 28 de fevereiro de 2005.

Em virtude da baixa concentração de matéria orgânica, optou-se por esperar a volta das atividades normais do campus para prosseguir com as análises e retiradas de dados dos perfis temporais na condição de recirculação com V_a de $7,64 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$.

A Tabela 5.1 apresenta os valores médios e análise estatística global de todo o período de operação para estudo de velocidade ascensional no que se refere à

temperatura e pH, até a condição de recirculação com V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$. A temperatura ambiente tomada foi sempre dentro da construção que abrigou as instalações experimentais. Foram efetuadas leituras no momento de coleta do afluente e do efluente para as temperaturas ambiente, máxima e mínima. Da mesma forma, foram tomadas as leituras de temperatura e pH das amostras retiradas do reator afluente e efluente. Salienta-se que, apesar da grande variação de temperatura ambiente, a temperatura média interna ao reator foi de $24 \pm 2^\circ\text{C}$ para amostras afluentes e $27 \pm 2^\circ\text{C}$ para as amostras efluentes. Portanto, na média, o reator foi operado na faixa de temperatura mesofílica. A Tabela 5.2 apresenta os resultados dos valores médios dos parâmetros de monitoramento do reator sob cada velocidade ascensional estudada.

Tabela 5.1 – Análise estatística da temperatura e pH para a etapa de estudo de recirculação da fase líquida

	Temperatura ($^\circ\text{C}$)					pH	
	Ambiente	Ambiente Máxima	Ambiente Mínima	$R_{\text{afl.}}$	$R_{\text{efl.}}$	$R_{\text{afl.}}$	$R_{\text{efl.}}$
Média	24	30	21	24	27	7,1	6,7
Desv.Padrão	3	4	3	2	2	0,2	0,1
Mínima	16	19	14	20	22	6,3	6,3
Máxima	33	37	26	27	31	7,4	7,0
Número amostras	80	80	81	82	82	84	84

Os valores obtidos no monitoramento dos parâmetros físicos-químicos durante a operação do reator para a avaliação das velocidades ascensionais estão apresentados na Tabela 5.2 e nas Figura 5.7 até Figura 5.22.

As amostras retiradas do reator apresentaram valores médios de pH afluente e efluente de $7,1 \pm 0,2$ e $6,7 \pm 0,1$, respectivamente. Pode ser observado que há uma diminuição do pH da ordem de 0,4 nos valores obtidos entre a entrada e saída do esgoto sanitário no ASBBR. É conhecimento na comunidade científica que estuda processos anaeróbios que o pH é afetado principalmente pelas concentrações de ácidos carbônicos e ácidos voláteis. A faixa de pH recomendável como ideal na operação de reatores anaeróbios está entre 6,5 e 8,2. Os valores encontrados em toda a fase experimental ficaram acima de 6,5. Uma possível explicação para a redução dos valores pode estar relacionada com o aprisionamento do gás carbônico

na biomassa, provocado pelas condições estruturais da espuma de poliuretano. A espuma poderia estar dificultando a liberação dos gases para a atmosfera do reator. Este gás pode ter sido solubilizado no meio líquido e contribuído para o decréscimo nos valores de pH efluente. Esta hipótese é reforçada pela grande dificuldade de quantificar e qualificar o biogás formado no processo de degradação anaeróbia em batelada, com biomassa imobilizada em espumas de poliuretano. Diversos autores tiveram o mesmo problema de medição de gás em condições de escala de bancada e escala piloto (Pinho et al., 2004, 2005a; Miqueleto et al., 2005; Sarti et al., 2006; Vela, 2006). Provavelmente a dificuldade de medir o gás está relacionada ao aprisionamento de biogás provocado pela retenção nas partículas de espuma de poliuretano, além da dificuldade natural de vedação do sistema em batelada, principalmente em se tratando de reatores em escala piloto ou real.

No acompanhamento da alcalinidade a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), apresentados na Figura 5.9 e Figura 5.10, pode ser observado que houve geração de AB e baixos valores de AVT durante toda a operação.

Para AB, a média geral afluente foi de $83 \pm 16 \text{ mg.L}^{-1}$ e a média efluente para cada V_a estudada de 1,27; 3,82; 7,64; e $10,19 \text{ m.h}^{-1}$ foi de 117 ± 24 , 111 ± 17 , 140 ± 21 e $122 \pm 24 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente. Para AVT, média geral afluente foi de $41 \pm 17 \text{ mg.L}^{-1}$, e os valores médios no efluente foram de 43 ± 20 , 27 ± 14 , 38 ± 14 e $39 \pm 14 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente, para V_a de 1,27; 3,82; 7,64 e $10,19 \text{ m.h}^{-1}$.

Os valores obtidos para o monitoramento da concentração de matéria orgânica, medida como DQO, presente nas amostras afluente e efluente ao reator estão apresentados da Figura 5.11 até Figura 5.13. As amostras afluentes ao reator apresentaram grande variação de DQO no esgoto sanitário, com médias de 664 ± 279 , 481 ± 336 , 582 ± 182 , e $640 \pm 222 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente, para V_a de 1,27; 3,82; 7,64; e $10,19 \text{ m.h}^{-1}$.

Para a DQO total efluente foram observados valores médios de 310 ± 107 , 249 ± 170 , 260 ± 115 , e $254 \pm 81 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente para V_a de 1,27; 3,82; 7,64; e $10,19 \text{ m.h}^{-1}$. Para a DQO particulada efluente foram observados valores médios de 153 ± 62 , 140 ± 128 , 133 ± 83 e $125 \pm 43 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente. Para a DQO filtrada efluente foram observados valores médios de 157 ± 52 , 109 ± 53 , 127 ± 36 e $129 \pm 43 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente. Esses valores podem ser observados no gráfico

boxplot, o qual permite verificar que não houve diferença significativa com relação à faixa de dispersão dos dados efluentes nas condições estudadas.

Os valores obtidos com o monitoramento das análises de sólidos afluentes e efluentes ao reator estão apresentados da Figura 5.14 até Figura 5.22. A concentração de sólidos totais (ST) afluente foi muito variável em todo o período de operação, com médias de 627 ± 225 , 540 ± 283 , 635 ± 228 e 666 ± 174 mg.L^{-1} , respectivamente, para V_a de 1,27; 3,82; 7,64; e 10,19 m.h^{-1} . Isto fica evidenciado pelos gráficos boxplot que apresentaram grande dispersão de dados afluentes em todas as condições estudadas, com valores máximos de aproximadamente 1300 mg.L^{-1} . As concentrações de ST efluente apresentaram médias de 408 ± 116 , 345 ± 78 , 368 ± 72 e 380 ± 63 mg.L^{-1} , respectivamente, para V_a de 1,27; 3,82; 7,64; e 10,19 m.h^{-1} . Esta oscilação das concentrações efluentes de ST está diretamente relacionada à grande variação das concentrações afluentes de ST, conforme pode ser observada na Figura 5.14. Apesar desta variação, pode ser observada a capacidade do reator na retenção de sólidos. Isto pode ser comprovado pelos valores reduzidos de desvio padrão das amostras efluentes, quando comparados às amostras afluentes, além da pequena dispersão nos valores dos dados efluentes nos gráficos *boxplots*.

Na Figura 5.15 pode-se observar pequena dispersão dos dados afluentes e efluentes para STF. Nos diagramas de caixa confeccionados para STV, SST e SSF, apresentados nas Figura 5.16, Figura 5.17 e Figura 5.18, pode-se observar a maior dispersão dos dados para as amostras afluentes, com altos valores de máximo em relação ao diagrama. No entanto, as amostras efluentes apresentaram baixa dispersão de dados, características de reatores com leito fixo.

Na Figura 5.19 pode-se observar que o reator apresentou elevada capacidade de retenção de sólidos. Os diagramas de caixa para as amostras afluentes apresentam grande dispersão de dados em todas as condições estudadas e, apesar disto, os diagramas efluentes encontram-se com baixa dispersão dos dados. No entanto, não foi observada mudança significativa na mudança de condição operacional que viesse a interferir na retenção de sólidos. Portanto, pode-se concluir que para SSV o aumento da velocidade ascensional não provocou alterações significativas de valores efluentes.

Para sólidos dissolvidos, pode-se observar na Figura 5.20, Figura 5.21 e Figura 5.22 que a dispersão de dados entre as amostras afluentes e efluentes foi pequena, demonstrando baixa capacidade de redução dos valores de sólidos dissolvidos em todas as velocidades ascensionais estudadas. Portanto, em relação à retenção de sólidos suspensos e dissolvidos, ficou demonstrada a capacidade do reator na retenção de sólidos suspensos.

Tabela 5.2 – Valores médios dos parâmetros de monitoramento do reator sob cada velocidade ascensional estudada

		Velocidade Ascensional - V_a (m.h^{-1})			
		1,27 (= $1 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$)	3,82 (= $3 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$)	7,64 (= $6 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$)	10,19 (= $8 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$)
Temperatura ambiente ($^{\circ}\text{C}$)	Mínima	24,1 $\pm$ 5,2(21)	19,9 $\pm$ 2,3(14)	28,1 $\pm$ 4,6(28)	22,8 $\pm$ 1,7(11)
	Máxima	26,9 $\pm$ 5,6	31,4 $\pm$ 3	19,3 $\pm$ 3	31,5 $\pm$ 2,7
Temperatura reator ($^{\circ}\text{C}$)	Afluente	24,1 $\pm$ 1,4(21)	23,8 $\pm$ 1,1(14)	23,7 $\pm$ 1,8(28)	26,4 $\pm$ 1,1(11)
	Efluente	27,3 $\pm$ 1,5	27,3 $\pm$ 1,3	26,3 $\pm$ 2,2	29,5 $\pm$ 1,2
pH	Afluente	7,1 $\pm$ 0,2(22)	6,9 $\pm$ 0,3(14)	7,0 $\pm$ 0,2(28)	7,0 $\pm$ 0,1(11)
	Efluente	6,6 $\pm$ 0,1	6,6 $\pm$ 0,2	6,7 $\pm$ 0,1	6,7 $\pm$ 0,1
DQO afluente (mg.L^{-1})	Total	664 $\pm$ 279(22)	481 $\pm$ 336(14)	582 $\pm$ 182(28)	640 $\pm$ 222(11)
	Particulada	447 $\pm$ 232	330 $\pm$ 264	339 $\pm$ 147	400 $\pm$ 161
	Filtrada	214 $\pm$ 103	151 $\pm$ 103	243 $\pm$ 69	241 $\pm$ 97
DQO efluente (mg.L^{-1})	Total	310 $\pm$ 107(22)	249 $\pm$ 170(14)	260 $\pm$ 115(28)	254 $\pm$ 81(11)
	Particulada	153 $\pm$ 62	140 $\pm$ 128	133 $\pm$ 83	125 $\pm$ 43
	Filtrada	157 $\pm$ 52	109 $\pm$ 53	127 $\pm$ 36	129 $\pm$ 43
Eficiência DQO (%)	Total	53%	48%	55%	60%
	Particulada	77%	71%	77%	80%
	Filtrada	76%	77%	78%	80%
AVT (mg Hac. L^{-1})	Afluente	38 $\pm$ 20(22)	26 $\pm$ 21(14)	49 $\pm$ 14(25)	49 $\pm$ 14(10)
	Efluente	43 $\pm$ 20	27 $\pm$ 14	38 $\pm$ 14	39 $\pm$ 14
AB ($\text{mg CaCO}_3\text{.L}^{-1}$)	Afluente	85 $\pm$ 16(22)	85 $\pm$ 18(14)	91 $\pm$ 18(25)	69 $\pm$ 15(10)
	Efluente	117 $\pm$ 24	111 $\pm$ 17	140 $\pm$ 21	122 $\pm$ 24
ST (mg.L^{-1})	Afluente	627 $\pm$ 225(20)	540 $\pm$ 283(10)	635 $\pm$ 228(17)	666 $\pm$ 174(8)
	Efluente	408 $\pm$ 116	345 $\pm$ 78	408 $\pm$ 84	380 $\pm$ 63
STF (mg.L^{-1})	Afluente	197 $\pm$ 56(20)	163 $\pm$ 59(10)	196 $\pm$ 77(17)	217 $\pm$ 51(8)
	Efluente	178 $\pm$ 64	117 $\pm$ 64	170 $\pm$ 63	175 $\pm$ 54
STV (mg.L^{-1})	Afluente	474 $\pm$ 160(20)	377 $\pm$ 256(10)	440 $\pm$ 241(17)	449 $\pm$ 127(8)
	Efluente	241 $\pm$ 82	228 $\pm$ 83	238 $\pm$ 99	205 $\pm$ 46
SST (mg.L^{-1})	Afluente	268 $\pm$ 133(20)	238 $\pm$ 237(11)	195 $\pm$ 175(17)	268 $\pm$ 125(8)
	Efluente	77 $\pm$ 31	67 $\pm$ 60	63 $\pm$ 47	61 $\pm$ 27
SSF (mg.L^{-1})	Afluente	31 $\pm$ 18(20)	44 $\pm$ 54(11)	19 $\pm$ 14(17)	37 $\pm$ 11(8)
	Efluente	6 $\pm$ 6	7 $\pm$ 8	12 $\pm$ 28	9 $\pm$ 6
SSV (mg.L^{-1})	Afluente	237 $\pm$ 126(20)	193 $\pm$ 186(11)	176 $\pm$ 163(17)	231 $\pm$ 115(8)
	Efluente	71 $\pm$ 31	60 $\pm$ 56	51 $\pm$ 30	52 $\pm$ 22
SDT (mg.L^{-1})	Afluente	359 $\pm$ 164(20)	300 $\pm$ 81(10)	440 $\pm$ 139(17)	398 $\pm$ 101(8)
	Efluente	331 $\pm$ 119	276 $\pm$ 51	363 $\pm$ 61	319 $\pm$ 50
SDF (mg.L^{-1})	Afluente	166 $\pm$ 62(20)	118 $\pm$ 48(10)	177 $\pm$ 83(17)	180 $\pm$ 47(8)
	Efluente	172 $\pm$ 64	110 $\pm$ 62	156 $\pm$ 62	167 $\pm$ 50
SDV (mg.L^{-1})	Afluente	219 $\pm$ 118(20)	182 $\pm$ 92(10)	264 $\pm$ 141(17)	218 $\pm$ 61(8)
	Efluente	168 $\pm$ 88	166 $\pm$ 64	197 $\pm$ 74	153 $\pm$ 50

Obs.: Os valores entre parênteses se referem ao número de amostras.

Figura 5.7 – Resultados do monitoramento da temperatura afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.8 – Resultados do monitoramento do pH afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.9 – Resultados do monitoramento de AVT afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.10 – Resultados do monitoramento de AB afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.11 – Resultados do monitoramento de DQO total afluyente e efluyente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.12 – Resultados do monitoramento de DQO particulada afluyente e efluyente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.13 – Resultados do monitoramento de DQO filtrada afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.14 – Resultados do monitoramento de ST afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.15 – Resultados do monitoramento de STF afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.16 – Resultados do monitoramento de STV afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.17 – Resultados do monitoramento de SST afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.18 – Resultados do monitoramento de SSF afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.19 – Resultados do monitoramento de SSV afluyente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.20 – Resultados do monitoramento de SDT afluyente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.21 – Resultados do monitoramento de SDF afluyente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.22 – Resultados do monitoramento de SDV afluyente e efluente no reator ASBBR, no estudo da recirculação da fase líquida. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Foram construídos gráficos da matéria orgânica removida em função da velocidade ascensional estudada, de posse de todos os dados obtidos durante a etapa de monitoramento. Foi avaliada a DQO removida total, conforme pode ser observado na Figura 5.23.

Pode ser observado que houve uma tendência em elevar os níveis de remoção de matéria orgânica conforme foi aumentada a velocidade ascensional. No entanto, não foi observado vantagem significativa ao elevar a velocidade ascensional de 7,64 m.h^{-1} para 10,19 m.h^{-1} . A condição que teve menor variação de desvio padrão na remoção de DQO foi a condição de V_a igual a 7,64 m.h^{-1} . Isto pode indicar condição ideal de operação do reator ASBBR nesta faixa de valores. Ramos et al. (2003) também obtiveram remoção de DQO total em torno de 400 mg.L^{-1} , usando esgoto sintético como substrato, para as condições de recirculação estudadas, que foram 1,15; 3,42; 6,88; 11,23 e 16,81 m.h^{-1} , respectivamente.

Para V_a de 1,27 m.h^{-1} foi obtido remoção similar as obtidas para V_a de 7,64 m.h^{-1} e 10,19 m.h^{-1} . Isto, provavelmente, pode ser atribuído a retenção de massa sólida no início da operação do sistema.

Figura 5.23 – Matéria orgânica removida total, medida como DQO, em função da velocidade ascensional

5.2.1. Avaliação da intensidade luminosa no interior do reator ASBBR

Nesta pesquisa, foram avaliadas as intensidades luminosas no interior da sala de experimento, próximo a janela onde ficava uma das faces do reator e em diversos pontos no interior do reator.

Foram encontrados valores variando de 70 a 85 lux, no interior da sala de experimentos, próximo a tampa do reator, e 108 lux próximo à janela da sala de reatores. Dentro do reator, não foram registrados valores acima de 0 lux para nenhum ponto no interior do reator ASBBR, mesmo o equipamento estando próximo à janela da sala de reatores. Portanto, pode-se concluir que o reator ASBBR estudado não tinha interferência de fonte de energia advinda de fonte luminosa. Esta garantia foi obtida na pintura do reator da cor preta, pois a cor natural do material utilizado para a confecção do reator era translúcido opaco.

5.2.2. Resultados obtidos nos perfis temporais para cada V_a estudado

A partir da estabilidade operacional do reator frente a cada condição operacional imposta, foram realizados perfis temporais das concentrações de matéria orgânica (como DQO), AB, AVT, ST e SS, perfil de pH, temperatura e potencial de oxi-redução (POR).

5.2.2.1. Condição de recirculação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$

Para a condição de operação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$, os resultados dos perfis temporais estão apresentados a partir da Figura 5.24 até a Figura 5.27.

O perfil de temperatura indicou aumento progressivo da temperatura do líquido no interior do reator, acompanhando a variação de temperatura ambiente no interior da sala de reatores. O perfil de pH indicou que a redução dos valores ocorreu nas primeiras 3 horas do início do ciclo, permanecendo constante durante as horas restantes do tempo de ciclo. Para o perfil de POR, houve queda de -200 mV para -250 mV nas primeiras 3 horas do início do ciclo. A partir de três horas de tempo de ciclo, houve diminuição progressiva nos valores de POR, que chegaram a -340 mV, que é indicativo de atividade anaeróbia.

Os perfis de AVT apresentaram valores constantes durante as primeiras três horas do tempo de ciclo. Após esse período, dois perfis apresentaram um ligeiro aumento nos valores de AVT. Isto pode estar relacionado com as características do esgoto sanitário. Foi observado variabilidade de AGV gerados na forma de ácido acético e ácido propiônico. Apesar dos pontos estarem dispersos, pode-se notar que nas primeiras 2 horas houve aumento das concentrações de ácido acético e propiônico. Estes permaneceram estáveis nas próximas 3,5 horas, com tendência ao decaimento nas 2,5 horas restantes do tempo de ciclo. Isto caracteriza o processo anaeróbico com geração de ácidos e consumo dos mesmos formando metano. Os perfis de AB apresentaram aumento progressivo nos valores durante todo o ciclo, indicando geração de alcalinidade.

O perfil de concentração de matéria orgânica, medido como DQO total, foi realizado para as frações filtrada e particulada. Foi observado que a remoção de DOQ total ocorreu nas primeiras quatro horas do tempo de ciclo. A partir da análise das frações de DQO, foi observado que essa degradação ou retenção ocorreu principalmente para a fração particulada.

Os resultados do perfil de concentração de SST permitem verificar a retenção acentuada de SST nas primeiras 3 horas, sendo que, no restante do tempo de ciclo, os valores permaneceram praticamente constantes.

Figura 5.24 – Perfis temporais de pH (●), temperatura (+) e POR (►) da condição de recirculação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$

Figura 5.25 – (a) Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais ($\square$ AVT) e alcalinidade a bicarbonato ($\bullet$ AB) e (b) perfis temporais da concentração de ácidos acético ($\blacksquare$) e ácido propiônico ($\bullet$) por cromatografia; da condição de recirculação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$

Figura 5.26 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), particulada (b), filtrada (c) e média (d) da condição de recirculação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: DQO total ($\bullet$), DQO filtrada ($\blacksquare$) e DQO particulada ($\star$)

Figura 5.27 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de recirculação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (■)

5.2.2.2. Condição de recirculação com V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$

Para condição de operação com V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$, foram realizados perfis temporais em quadriplicata para concentrações de DQO, duplicata para AB e AVT, e simples para pH, temperatura, POR e sólidos. Os resultados estão apresentados a partir da Figura 5.28 até a Figura 5.31. Foi adotada a realização de mais de um perfil para a mesma condição experimental, em virtude da grande variação da concentração de matéria orgânica do esgoto sanitário.

O perfil de temperatura indicou aumento progressivo da temperatura do substrato no interior do reator, acompanhando a variação de temperatura ambiente no interior da sala de reatores. O perfil de pH indicou que a redução dos valores de pH ocorreu no início do ciclo, ou seja, na primeira hora, permanecendo constante durante as horas restantes do tempo de ciclo.

Durante a realização do perfil de POR, ocorreu problema no equipamento de medição, o qual prejudicou a aquisição de dados na primeira hora e meia. Apesar desse imprevisto, pode ser notado que esta condição de recirculação apresentou o mesmo comportamento da condição de recirculação com V_a de $1,27 \text{ m.h}^{-1}$, com queda progressiva nos valores de POR, que chegaram a -325 mV .

O perfil de AVT apresentou valores constantes durante o tempo de ciclo e o perfil de AB apresentou pouca variação dos valores nas primeiras quatro horas do tempo de ciclo e, após esse período, um dos perfis realizados apresentou elevação

progressiva dos valores de AB, o qual não foi observado no outro perfil. Isto provavelmente está relacionado com a variação da concentração de matéria orgânica afluyente ao reator, conforme pode ser observado nos perfis de DQO, que apresentaram grande variação das concentrações afluentes. O perfil de AGV apresentou valores crescentes de ácido acético e ausência de ácido propiônico nas primeiras 2 horas do tempo de ciclo. Diferente da condição anterior, após este período não foi observado queda nos valores dos ácidos.

Foram realizados quatro perfis de concentração de matéria orgânica, medida como DQO, em dias diferentes, a fim de obter a reprodução do comportamento cinético da condição estudada. Isto não ocorreu como esperado. No entanto, os gráficos apresentaram comportamento interessante, do ponto de vista de degradação. Para os perfis com DQO total baixa, da ordem de 200 mg.L^{-1} , a degradação ocorreu nas primeiras três horas do tempo de ciclo, permanecendo com patamar de concentração de aproximadamente 140 mg.L^{-1} no tempo de reação restante. Para os perfis com DQO mais alta, da ordem de 500 mg.L^{-1} , a degradação ocorreu durante praticamente todo o tempo de ciclo. Além disso, foi observada leve variação decrescente no perfil de DQO filtrada. Isto pode estar relacionado com a melhora na resistência a transferência de massa, provocada pela recirculação da fase líquida, com V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$. Esta indicação pode ser melhor visualizada na Figura 5.30-d, que apresenta a média dos quatro perfis de DQO realizados, com distinção das frações total, filtrada e particulada. Ao observar esta figura nota-se queda de concentração de matéria orgânica nas primeiras 3 horas do tempo de ciclo. A partir de então a DQO total, a DQO filtrada e a DQO particulada permaneceram em patamar de, aproximadamente, 175, 100 e 100 mg.L^{-1} , respectivamente.

Foi realizado perfil de sólidos totais (ST), constatando-se variações sensíveis durante todo o tempo de ciclo. Essas variações podem estar relacionadas com a maior movimentação do líquido no interior do reator. No entanto, o perfil de sólidos suspensos voláteis (SSV) permite observar que houve redução progressiva da concentração nas primeiras três horas do tempo de ciclo, permanecendo em patamar de concentração de aproximadamente 50 mg.L^{-1} no tempo de reação restante.

Figura 5.28 – Perfis temporais de pH (●), temperatura (+) e POR (▶) da condição de recirculação com V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$

Figura 5.29 – (a) Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais (⊞ AVT) e alcalinidade a bicarbonato (● AB) e (b) perfis temporais da concentração de ácidos acético (■) e ácido propiônico (●) por cromatografia; da condição de recirculação com V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$

Figura 5.30 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), particulada (b), filtrada (c) e média (d) da condição de recirculação com V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: DQO total (●), DQO filtrada (■) e DQO particulada (★)

Figura 5.31 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de recirculação com V_a de 3,82 m.h⁻¹. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (■)

5.2.2.3. Condição de recirculação com V_a de 7,64 m.h⁻¹

Para a condição de operação com V_a de 7,64 m.h⁻¹, foram realizados perfis temporais em quintuplicata para DQO, triplicata para pH, temperatura, AB, AVT, duplicata para sólidos e simples para POR. Os resultados dos perfis temporais estão apresentados a partir da Figura 5.32 até a Figura 5.35.

Houve aumento progressivo da temperatura do substrato no interior do reator, acompanhando a variação de temperatura ambiente no interior da sala de reatores, nos três perfis realizados. O perfil de pH foi levemente diferente dos demais perfis temporais de pH obtidos nas outras condições de recirculação. De acordo com este perfil, a redução dos valores de pH ocorreu nas duas primeiras horas do tempo de reação, permanecendo constante durante as horas restantes do tempo de ciclo.

O perfil de AVT apresentou valores levemente decrescentes durante todo o tempo de ciclo, com afluente de aproximadamente 45 mg.L⁻¹ e efluente de aproximadamente 35 mg.L⁻¹. Foi observado no perfil de AGV aumento nas concentrações de ácidos nas primeiras 3 horas do tempo de ciclo e, diferentemente das duas condições anteriores, houve decréscimo significativo dos valores de ácido acético. Isto indica que os ácidos foram mais bem consumidos nesta condição

de Va, em que o consumo passou a superar sua produção. O perfil de AB apresentou aumento progressivo dos valores durante todo o tempo de reação com afluente de aproximadamente 60 mg.L^{-1} e efluente de 150 mg.L^{-1} . Isto indicou geração de alcalinidade a bicarbonato da ordem de 90 mg.L^{-1} ou 150%.

Os cinco perfis de consumo de matéria orgânica realizados, medidos como DQO, apresentaram degradação durante todo o período de reação para DQO total e particulada. Diferentemente das outras condições testadas anteriormente, esta não apresentou patamar claro de fim de degradação. Para a DQO filtrada foi observada significativa degradação nas primeiras três horas do tempo de ciclo. Isto reforça a observação feita durante a operação, de que estava ocorrendo maior solubilização da matéria orgânica com o aumento da velocidade de recirculação da fase líquida.

Foram realizados dois perfis de toda a série de sólidos. Na Figura 5.35-a estão apresentados os perfis de sólidos totais (ST), sólidos suspensos totais (SST) e sólidos dissolvidos totais (SDT). Pode ser observado que houve redução dos valores de ST e SDT nas primeiras três horas do tempo de ciclo. Após este tempo, houve oscilações para mais e para menos entre os valores obtidos nas amostragens subseqüentes. Para SST houve redução nos valores obtidos nas primeiras três horas, permanecendo em patamar nas horas restantes do tempo de ciclo.

O perfil temporal de sólidos voláteis está apresentado na Figura 5.35-b. Observou-se redução decrescente de sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos dissolvidos voláteis (SDV) nas primeiras três horas do tempo de ciclo. Após este período, os valores tenderam a formar um patamar constante.

Figura 5.32 – Perfis temporais da média de pH (●), temperatura (+) e POR (►) da condição de recirculação com V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$

Figura 5.33 – (a) Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais (▣ AVT) e alcalinidade a bicarbonato (● AB) e (b) perfis temporais da concentração de ácidos acético (■) e ácido propiônico (●) por cromatografia; da condição de recirculação com V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$

(a)

(b)

(c)

(d)

Figura 5.34 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), filtrada (b), particulada (c) e média (d) da condição de recirculação com V_a de 7,64 m.h⁻¹. Legenda: DQO total (●), DQO filtrada (■) e DQO particulada (★)

Figura 5.35 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de recirculação com V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (■)

5.2.2.4. Condição de recirculação com V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$

Para a condição de operação com V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$ foram realizados perfis temporais em triplicata para DQO, pH e temperatura, duplicata para AB, AVT, série de sólidos e POR. Os resultados dos perfis temporais estão apresentados a partir da Figura 5.36 até a Figura 5.39.

Houve aumento progressivo da temperatura do substrato no interior do reator, acompanhando a variação de temperatura ambiente no interior da sala de reatores, nos três perfis realizados. Os perfis temporais de pH obtidos indicaram que a redução dos valores de pH ocorreu nas três primeiras horas do tempo de reação, permanecendo constante durante as horas restantes do tempo de ciclo.

Os perfis de AVT apresentaram valores levemente crescentes durante as três primeiras horas do tempo de ciclo. Após este período, passou a decrescer, o que pode indicar que o consumo de ácidos no interior do reator passou a superar sua produção. Os valores afluentes e efluentes de AVT ficaram em torno de 50 mg.L^{-1} . foram observados os maiores picos de ácido acético e propiônico nos perfis de AGV. Comparando-se com a condição de V_a igual a $7,64 \text{ m.h}^{-1}$, os valores de entrada de AGV são da mesma ordem de grandeza e, no entanto, a condição de V_a igual a

10,19 m.h⁻¹, que teve picos de 45 mg.L⁻¹ como ácido acético e de 20 mg.L⁻¹ como ácido propiônico. Além disso, houve significativa queda dos valores quando comparados com as demais condições de recirculação. Isto pode indicar que houve melhoria na resistência a transferência de massa na fase líquida e que o consumo de ácidos superou a produção dos mesmos, favorecendo nesta condição o processo de degradação de matéria orgânica. Houve aumento progressivo de AB durante todo o tempo de reação com afluente de aproximadamente 50 mg.L⁻¹ e efluente de 140 mg.L⁻¹. A geração de alcalinidade a bicarbonato foi da ordem de 90 mg.L⁻¹ ou 150%.

Os três perfis de DQO permitem verificar que houve remoção de matéria orgânica durante todo o período de reação, conforme pode ser observado pelos resultados de DQO total e particulada. Destaca-se que houve grande variação de valor de DQO afluente. Para esta condição, observou-se a tendência de patamar de degradação nas últimas três horas do tempo de ciclo. Para a DQO filtrada foi observada pequena redução nas primeiras duas horas do tempo de ciclo. No entanto, como a DQO filtrada está relacionada com a resistência a transferência de massa na fase líquida, a redução da DQO particulada sem o acúmulo da DQO filtrada ou solúvel, indica que também houve remoção da DQO solúvel.

Foram realizados dois perfis de toda a série de sólidos. Na Figura 5.39-a estão apresentados os perfis de sólidos totais (ST), sólidos suspensos totais (SST) e sólidos dissolvidos totais (SDT). Pode ser observado que houve redução dos valores de ST e SDT nas primeiras três horas do tempo de ciclo. Após este tempo, houve tendência a estabilidade nos valores obtidos. Houve redução nos valores obtidos de SST nas primeiras duas horas, permanecendo em patamar nas horas restantes do tempo de ciclo.

O perfil temporal de sólidos voláteis está apresentado na Figura 5.39-b. Pode ser observada redução decrescente de sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos dissolvidos voláteis (SDV) nas primeiras duas horas do tempo de ciclo. Após este período, os valores tenderam a permanecer em patamar constante.

Figura 5.36 – Perfis temporais de pH (●), temperatura (+) e POR (►) da condição de recirculação com V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$

Figura 5.37 – (a) Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais (▣ AVT) e alcalinidade a bicarbonato (● AB) e (b) perfis temporais da concentração de ácidos acético (■) e ácido propiônico (●) por cromatografia; da condição de recirculação com V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$

Figura 5.38 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), particulada (b), filtrada (c) e média (d) da condição de recirculação com V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: DQO total (●), DQO filtrada (■) e DQO particulada (★)

Figura 5.39 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de recirculação com V_a de 10,19 m.h⁻¹. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (■)

5.3. Ensaios de atividade metanogênica específica (AME) para cada valor de V_a estudado

As amostras de espuma de poliuretano provenientes do reator ASBBR, coletadas ao final de cada fase operacional para V_a de 1,27; 3,82; 7,64 e 10,19 m.h⁻¹ foram submetidas ao ensaio de atividade metanogênica específica (AME). Foi utilizada relação de substrato/microrganismo (S_0/X_0) de 0,25 g DQO.g STV⁻¹ com adição de fontes de carbono na forma de ácido acético, propiônico, butírico e fórmico, sem a inoculação do lodo controle.

Os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 5.3 e Figura 5.40. Esta bateria de ensaios permitiu que eles fossem comparados entre si, validando a metodologia aplicada para AME, conforme descrito no capítulo de Material e Métodos.

Foram obtidos valores de AME de 0,0632; 0,0509; 0,0248 e 0,0299 g DQO-CH₄.(g STV.d)⁻¹, respectivamente, para os valores de V_a de 1,27; 3,82; 7,64 e 10,19 m.h⁻¹. Interessante notar que ao contrário do que se esperava, houve decréscimo dos valores de AME conforme foi-se aumentando a velocidade ascensional. Apenas para V_a de 10,19 m.h⁻¹ a biomassa apresentou pequena melhora na AME. Isto pode estar relacionado com os valores altos dos tempos de mistura, que podem ter afetado a seleção de microrganismos metanogênicos. Este

resultado pode explicar a baixa eficiência de remoção de matéria orgânica, pois houve baixa AME conforme foi aumentada o valor de V_a . No entanto, se forem analisados os dados sem descontar a possível endogenia, pode-se observar que a AME específica se manteve estável nas três condições de V_a estudadas 3,82; 7,64 e 10,19 m.h^{-1} .

Tabela 5.3 – Atividade metanogênica específica para cada valor de V_a estudado

	Produção de metano ($\text{g DQO-CH}_4 \cdot (\text{g STV.d})^{-1}$)			
	V_a 1,27 (m.h^{-1})	V_a 3,82 (m.h^{-1})	V_a 7,64 (m.h^{-1})	V_a 10,19 (m.h^{-1})
Controle	0,1386	0,0609	0,0783	0,0878
R^2	0,9591	0,9671	0,9726	0,9729
Frasco-Reator	0,2018	0,1118	0,1031	0,1177
R^2	0,9985	0,9946	0,9838	0,9795
AME	0,0632	0,0509	0,0248	0,0299

Figura 5.40 – Atividade metanogênica específica em relação a cada valor de V_a estudado

5.4. Obtenção da cinética de degradação de substrato para V_a de 1,27; 3,82, 7,64 e 10,19 m.h^{-1}

Os dados obtidos nos perfis temporais de DQO total e particulada foram utilizados para obtenção dos parâmetros cinéticos de degradação de substrato. Utilizou-se o modelo cinético de primeira ordem com residual, com os dados normalizados, em função da variação da concentração de substrato inicial. Para

tanto, foram calculados os parâmetros cinéticos k_1^{ap} e C_{SR}/C_{S0} , a partir dos valores de DQO obtidos em cada condição de recirculação da fase líquida, com V_a de 1,27; 3,82, 7,64 e 10,19 $m.h^{-1}$. Estes valores foram divididos pela concentração de DQO inicial obtida em cada perfil para a obtenção dos valores normalizados, os quais foram plotados em função do tempo. Os resultados estão apresentados nas Figura 5.41 até Figura 5.44.

Para a interpretação dos resultados obtidos é necessário considerar sempre o conjunto de parâmetros de k_1^{ap} e C_{SR}/C_{S0} , onde k_1^{ap} é a constante cinética aparente de primeira ordem e C_S/C_{SR} é a concentração residual sobre concentração inicial de matéria orgânica.

É interessante observar que foi obtido um valor diferente de k_1^{ap} e C_{SR}/C_{S0} para cada perfil, tanto para DQO total, como para DQO particulada. Na Tabela 5.4 estão resumidos todos os valores de k_1^{ap} e C_{SR}/C_{S0} para cada V_a aplicado, com seus respectivos desvios padrão e coeficiente R^2 .

Atribui-se aos valores dos parâmetros que se assemelharam, que houve a mesma composição de afluente tratado nestes perfis. Para o valor de V_a igual a 1,27 $m.h^{-1}$ pode-se observar que os resultados obtidos nos parâmetros cinéticos foram em geral menores que nas outras condições estudadas, no que se refere ao parâmetro k_1^{ap} e maiores para o parâmetro C_{SR}/C_{S0} .

Para o valor de V_a igual a 3,82 $m.h^{-1}$ houve significativa oscilação nos valores obtidos para os parâmetros cinéticos, sendo que k_1^{ap} variou de 0,43 a 2,18 h^{-1} , para DQO total, e de 0,65 a 1,39 h^{-1} , para DQO particulada. Isto, aliado a variabilidade dos valores obtidos de C_{SR}/C_{S0} , pode estar relacionado tanto a composição do esgoto sanitário, como também à baixa capacidade de mistura do afluente.

Para o valor de V_a igual a 7,64 $m.h^{-1}$ houve maior reprodutibilidade dos resultados tanto para DQO total, quanto para DQO particulada. Observou-se que apenas um perfil de DQO total ficou totalmente fora do comportamento dos outros perfis. Isto está relacionado com a composição do esgoto sanitário que sofria influência de lançamentos de efluentes de indústria têxtil, pois foi observado que neste dia a cor do efluente estava avermelhada, aumentando sobremaneira os valores de DQO.

Para o valor de V_a igual a 10,19 m.h⁻¹ foi observada variação nos valores de k_1^{ap} e C_{SR}/C_{S0} , tanto para DQO total como para a particulada.

De modo geral, todos os valores dos parâmetros C_{SR}/C_{S0} obtidos refletem a baixa eficiência do reator ASBBR, pois o valor mínimo obtido para C_{SR}/C_{S0} foi de aproximadamente 0,40, o que significa eficiência de 60% na remoção de DQO total e de aproximadamente 0,30, o que significa eficiência de 70% na remoção de DQO particulada.

Figura 5.41. Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para V_a de 1,27 m.h⁻¹. Legenda: (●) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados.

Figura 5.42 – Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para V_a de 3,82 m.h⁻¹. Legenda: (●) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados.

Figura 5.43 – Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (●) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados

Figura 5.44 – Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$. Legenda: (●) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados

Figura 5.45 – Perfis temporais de degradação da matéria orgânica filtrada para cada V_a estudado. Legenda: (●) dados obtidos. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados

Tabela 5.4 – Valores médios utilizados de DQO e valores obtidos das constantes cinéticas aparentes (k_1^{ap}), das constantes de concentração residual sobre concentração inicial de matéria orgânica (C_{SR}/C_{S0}) e coeficiente de correlação (R^2)

Va (m.h ⁻¹)	DQO total			DQO particulada		
	k_1^{ap} (h ⁻¹)	C_{SR}/C_{S0}	R^2	k_1^{ap} (h ⁻¹)	C_{SR}/C_{S0}	R^2
1,27	0,73 ± 0,087	0,63 ± 0,014	0,970	0,76 ± 0,122	0,46 ± 0,026	0,949
	0,59 ± 0,057	0,53 ± 0,017	0,968	0,71 ± 0,105	0,36 ± 0,032	0,923
	0,55 ± 0,042	0,49 ± 0,014	0,985	0,84 ± 0,129	0,46 ± 0,027	0,925
	0,69 ± 0,101	0,53 ± 0,023	0,921	0,94 ± 0,128	0,36 ± 0,027	0,924
3,82	2,18 ± 0,276	0,66 ± 0,006	0,980	1,39 ± 0,367	0,47 ± 0,027	0,871
	0,93 ± 0,052	0,37 ± 0,009	0,992	0,95 ± 0,061	0,28 ± 0,011	0,990
	0,52 ± 0,075	0,44 ± 0,027	0,960	0,65 ± 0,107	0,30 ± 0,035	0,939
	0,43 ± 0,066	0,50 ± 0,029	0,960	1,01 ± 0,258	0,47 ± 0,033	0,856
7,64	0,62 ± 0,062	0,40 ± 0,022	0,965	1,56 ± 0,267	0,35 ± 0,027	0,882
	0,59 ± 0,083	0,39 ± 0,030	0,946	0,47 ± 0,093	0,19 ± 0,063	0,914
	0,72 ± 0,083	0,41 ± 0,023	0,947	1,15 ± 0,164	0,36 ± 0,025	0,913
	0,60 ± 0,041	0,62 ± 0,009	0,986	0,99 ± 0,135	0,57 ± 0,017	0,938
	0,95 ± 0,067	0,49 ± 0,011	0,980	1,27 ± 0,092	0,41 ± 0,011	0,979
10,19	0,97 ± 0,112	0,53 ± 0,017	0,949	1,23 ± 0,121	0,39 ± 0,017	0,963
	1,34 ± 0,094	0,41 ± 0,011	0,981	1,62 ± 0,107	0,28 ± 0,011	0,983
	0,61 ± 0,094	0,55 ± 0,027	0,937	0,85 ± 0,100	0,48 ± 0,020	0,963

De posse dos valores dos parâmetros obtidos, conforme foi apresentado na Tabela 5.4, foram confeccionados gráficos com os valores dos parâmetros e seus respectivos desvios padrão para cada valor de Va estudado. Da Figura 5.46 até a Figura 5.49 estão apresentados estes valores com a respectiva curva média e sua equação. A partir destas curvas e dos valores médios dos parâmetros obtidos, foram construídos os gráficos de simulação para degradação de esgoto sanitário em reatores ASBBR.

Figura 5.46 – Variação das constantes cinéticas de primeira ordem com as velocidades ascensionais, para **DQO total**. Legenda: (┆) k_1^{ap} obtido em cada perfil, com respectivo desvio padrão e (—) modelo matemático obtido em Origin 6®

Figura 5.47 – Variação das constantes cinéticas de primeira ordem com as velocidades ascensionais, para **DQO particulada**. Legenda: (┆) k_1^{ap} obtido em cada perfil, com respectivo desvio padrão e (—) modelo matemático obtido em Origin 6®

Figura 5.48 – Variação dos parâmetros C_{SR}/C_{S0} com as velocidades ascensionais, para **DQO total**. Legenda: (┆) C_{SR}/C_{S0} obtido em cada perfil, com respectivo desvio padrão e (—) modelo matemático obtido em Origin 6®

Figura 5.49 – Variação dos parâmetros C_{SR}/C_{S0} com as velocidades ascensionais, para **DQO particulada**. Legenda: (┆) C_{SR}/C_{S0} obtido em cada perfil, com respectivo desvio padrão e (—) modelo matemático obtido em Origin 6®

A Figura 5.50 apresenta os perfis de simulação de consumo de substrato ao longo do tempo de ciclo para DQO de 500 mg/L, imposta ao modelo ajustado aos dados experimentais. A partir desses valores foram obtidas as velocidade de consumo de substrato ao longo do tempo de ciclo para cada valor de velocidade ascensional estudada, conforme apresentado na Figura 5.51. Além disso, com os

valores obtidos no cálculo aproximado da quantidade de biomassa aderida no material suporte em cada V_a estudado (apresentado no item 5.7), foram construídos os perfis de velocidade específica de consumo de substrato ao longo do tempo de ciclo, conforme apresentado na Figura 5.52.

Na Figura 5.50, pode ser observado que independente da velocidade ascensional aplicada ao reator, o consumo de substrato na forma de DQO total foi o mesmo para as condições com V_a de 3,82; 7,64 e 10,19 m.h^{-1} . Somente a V_a de 1,27 m.h^{-1} apresentou consumo de substrato diferente das demais V_a , sendo este valor o mais alto.

Na Figura 5.51 e na Figura 5.52 foi possível observar que, a maior velocidade de consumo de substrato (r_s) e velocidade específica de consumo de substrato (μ_s) foi observada para condição de V_a de 10,19 m.h^{-1} , que foram, respectivamente, 258 $\text{mg} \cdot (\text{L.h})^{-1}$ e 0,033 $\text{mg DQO} \cdot (\text{mg STV.h})^{-1}$. No entanto, as velocidades ascensionais de 3,82 m.h^{-1} e 7,64 m.h^{-1} apresentaram final de degradação juntamente com V_a de 10,19 m.h^{-1} . Portanto, pode-se concluir que não houve ganho significativo no aumento da velocidade ascensional, pois o reator obteve degradação máxima em aproximadamente 5 horas do tempo de ciclo para todas as V_a estudadas. Também é possível concluir, que possíveis reduções no tempo total de ciclo podem ser aplicadas sem prejuízo da qualidade final do efluente, reduzindo-se o tempo total de reação e possibilitando maior capacidade de tratamento, uma vez que mais bateladas podem ser realizadas em um dia.

Figura 5.50 – Perfis do consumo de substrato ao longo do tempo para cada V_a estudado, tomando como base C_s de 500 mg/L

Figura 5.51 – Perfis das velocidades de consumo de substrato (r_s) ao longo do tempo de ciclo para cada V_a estudado

Figura 5.52 – Perfis das velocidades específicas de consumo de substrato (μ_s) ao longo do tempo de ciclo para cada V_a estudado

Camargo et al. (2002) estudaram o ASBBR no tratamento de substrato à base de glicose (500 mg.L^{-1} de DQO), com o objetivo de avaliar a influência da recirculação de líquido na remoção de matéria orgânica e no desempenho do reator. O ASBBR utilizado tinha volume de 1 L e biomassa imobilizada em cubos de espumas de poliuretano de 5 mm de aresta. As velocidades ascensionais de recirculação estudadas foram de 1,22; 3,38 e 6,77 m.h^{-1} . Os autores concluíram que o reator apresentou desempenho satisfatório e boa estabilidade em escala de bancada. O estudo cinético permitiu concluir que o aumento da velocidade superficial de 1,22 para 6,77 m.h^{-1} praticamente duplicou o coeficiente cinético de primeira ordem (de 0,94 para 1,60 h^{-1}), como decorrência da diminuição da resistência à transferência de massa na fase líquida. No entanto, isto não foi observado nesta pesquisa, pois todas

a análises realizadas levam a concluir que o aumento da velocidade ascensional não causou efeito significativo no desempenho do reator ASBBR sob as condições estudadas.

5.5. Testes no reator ASBBR com substrato de fácil degradação - etanol

A fim de obter resultados mais concisos para a discussão da resistência a transferência de massa na fase líquida, foi estudada o comportamento do reator ASBBR frente à degradação de etanol como fonte única de substrato. Para tanto, foi utilizada a vazão de recirculação de $6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, que corresponde à V_a de $7,64 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ e a alimentação do reator foi feita em 30 min. Os resultados foram obtidos em quadriplicata e estão apresentados na Figura 5.53 até Figura 5.56.

Foram realizados dois perfis temporais com etanol sem a adição de alcalinizante. Os valores de pH médio afluente e efluente foram 7,0 e 5,5, respectivamente. As temperaturas médias do afluente e do efluente foram 27 e 29 °C, respectivamente. Foram analisados alguns pontos no decorrer do tempo de ciclo para AVT e AB, sendo os valores médios obtidos para as amostras de AVT afluente e efluente de 13 e 145 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ e para as amostras de AB afluente e efluente de 29 e zero $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente. A carga orgânica utilizada foi na mesma proporção da utilizada para esgoto sanitário nesta pesquisa, ou seja, COV de aproximadamente $1,5 \text{ g DQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$.

De acordo com esses resultados, observou-se que havia produção excessiva de ácidos, sem geração de alcalinidade. A fim de identificar o que poderia estar ocorrendo, optou-se por refazer os perfis temporais de etanol adicionando-se alcalinizante na forma de hidróxido de sódio (NaOH).

Os valores médios de pH afluente e efluente, com alcalinizante, foram 7,2 e 6,3, respectivamente. As temperaturas médias foram 25 e 30 °C, para o afluente e o efluente, respectivamente. Foram analisados alguns pontos no decorrer do tempo de ciclo para AVT e AB, sendo os valores médios obtidos para as amostras de AVT afluente e efluente de 13 e 118 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ e para as amostras de AB afluente e efluente de 162 e 75 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente.

Através da Figura 5.53, pode ser observado que, apesar da adição de NaOH os perfis apresentaram o mesmo comportamento. A variação de gradiente de

concentração de etanol afluyente se deu através da preparação de substrato, pois o recipiente de preparo de solução possuía volume inferior ao necessário à alimentação do reator e foi necessário completar com água de torneira, para encher o reator. Os valores médios obtidos para a DQO filtrada afluyente e efluente foram 642 e 384 mg.L⁻¹, respectivamente, que correspondeu à eficiência de remoção de matéria orgânica de 44 %.

A Figura 5.54 apresenta o comportamento do reator na degradação de etanol. Foi observado que, na primeira hora do tempo de ciclo, não houve degradação do etanol. Isto pode estar associado a homogeneização do líquido no interior do reator, pois corresponde ao tempo de mistura de 1 hora, obtido na determinação do tempo de mistura, o que comprova a importância da mistura do líquido dentro do reator. A partir de então, houve degradação acentuada do etanol, que chegou à concentração de aproximadamente zero na sexta hora do tempo de ciclo. Portanto, o etanol foi praticamente todo consumido.

Este consumo de etanol levou à acentuada formação dos ácidos graxos voláteis. Foi observada a formação de ácido acético e de ácido propiônico até a sétima hora do tempo de ciclo. Na última hora, foram observadas pequenas quedas nos valores de ácido acético e propiônico.

Esses resultados indicam que a biomassa não possuía atividade metanogênica significativa e possivelmente o acúmulo de ácido propiônico indique a ausência de populações que atuam sintroficamente na formação de ácido acético a partir de ácido propiônico, ou, ainda, que essa população encontrava-se inibida devido ao acúmulo de ácido acético.

Figura 5.53 – Perfis temporais da concentração de etanol, medido como DQO filtrada (●), sendo (a) apresentação de todos os perfis realizados e (b) a média dos valores obtidos de DQO filtrada

Figura 5.54 – Perfis temporais da concentração de etanol (★), analisado por cromatografia

Figura 5.55 – Perfis temporais de AGV para substrato a base de etanol. Legenda: ácidos totais (●), ácido acético (▲) e ácido propiônico (■)

Para a avaliação da cinética de degradação do etanol foi realizada a normalização dos valores obtidos nas análises de DQO filtrada e etanol e retirado os dois primeiros pontos iniciais para que os resultados levassem em conta apenas a fase de degradação. A Figura 5.56 apresenta os gráficos com os dados obtidos e o modelo cinético de primeira ordem com residual ajustado aos dados experimentais.

Os resultados obtidos para os parâmetro k_1^{ap} e C_{SR}/C_{S0} foi $0,38 \pm 0,06 \text{ d}^{-1}$ e $0,52 \pm 0,03$, respectivamente, para DQO filtrada e $0,50 \pm 0,03 \text{ d}^{-1}$ e $0,05 \pm 0,02$, respectivamente, para etanol. Os resultados demonstram uma redução da concentração de matéria orgânica lenta, mesmo considerando-se que os valores de etanol tenham chegado a praticamente zero. A correlação ao quadrado (R^2) foi de 0,9722 e 0,9956, respectivamente para DQO filtrada e etanol.

Com estes ensaios pode-se concluir que provavelmente não havia população microbiana capaz de degradar esses ácidos formados. Além disso, também poderia ser considerado que os microrganismos sofreram uma carga de choque. No entanto, está última hipótese parece ser a menos possível, pois houve a preocupação de se manter a mesma carga aplicada de DQO, em relação a carga aplicada de esgoto sanitário.

Figura 5.56 – Perfis temporais de concentração de matéria orgânica, como DQO (a) e concentração de etanol (b), utilizando etanol como substrato e vazão de recirculação de $6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, que corresponde a V_a de $7,64 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$. Legenda: (●) pontos obtidos e (-) modelo ajustado

5.6. Estratégia de alimentação no Reator Anaeróbio Operado em Batelada Seqüencial – batelada alimentada seguido de batelada

O objetivo deste estudo foi avaliar a melhor condição do regime de alimentação ao reator, variando o tempo de enchimento do reator em $\frac{1}{4}$ e $\frac{1}{2}$ do tempo de ciclo total. Foi utilizada, como padrão, a velocidade ascensional de $7,64 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$, que corresponde à vazão de recirculação de $6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Este valor de V_a foi escolhido mediante a avaliação prévia efetuada nos dados obtidos na etapa de estudo de velocidade de recirculação da fase líquida.

A alimentação de esgoto foi realizada por uma bomba controlada por temporizador e auxílio de medidor de vazão tipo rotâmetro. A vazão foi controlada para o enchimento completo do reator em 2 h, na primeira condição de estudo, e 4 h, na segunda condição de estudo. Diferentemente dos estudos realizados por Borges et al (2004) que alimentaram o reator em 10 min até cobrir o leito fixo e mais 110 min, por exemplo, até encher completamente o reator. Sendo que esta segunda fase de enchimento variou conforme se foi aumentando o tempo da batelada alimentada.

Durante toda esta pesquisa, não foi observada a formação de material polimérico viscoso, de cor esbranquiçada, como foi observado nas pesquisas em

escala de bancada realizadas por Ratuznei et al. (2003), Rodrigues et al. (2003b) e Borges et al. (2004). Este fato pode estar relacionado à composição do esgoto sanitário, uma vez que os trabalhos citados foram realizados com esgoto sanitário sintético e o presente trabalho foi realizado com esgoto sanitário *in natura*, que tem composição físico-química mais complexa.

Os gráficos do monitoramento desta etapa estão apresentados no Anexo C. Para melhor interpretar o conjunto de dados obtidos no monitoramento dos parâmetros temperatura, pH, DQO, AVT, AB e série de sólidos foram utilizados os diagramas de caixas (*boxplot*), por serem úteis para se comparar conjuntos de dados. Na confecção dos gráficos *boxplot* foram considerados os percentis de 10% e 90%, os quartis de 25%, 50% e 75% e os valores mínimo e máximo. Estes gráficos estão apresentados a partir da Figura 5.57 até a Figura 5.72.

No total foram realizados 252 ciclos, sendo que do 1º até o 105º ciclo, o reator foi alimentado por período médio de 2 horas do tempo total de ciclo, correspondendo a $\frac{1}{4}$ do ciclo. Do 106º até o 252º ciclo, o reator foi alimentado por período médio de 4 horas do tempo total de ciclo, correspondendo a $\frac{1}{2}$ do ciclo.

Esta etapa do experimento foi realizada entre os meses de agosto e novembro de 2006, que compreenderam o estudo do reator ASBBR com tempos de alimentação de 2 e 4 horas. A Tabela 5.5 apresenta a análise estatística de temperatura e pH para toda a etapa de estudo de alimentação em batelada alimentada. Durante este período a temperatura ambiente mínima registrada na sala de experimentos foi de 21 ± 3 °C e máxima de 31 ± 4 °C. A temperatura registrada nas amostras afluentes ao reator foi de 26 ± 2 °C e nas amostras efluentes ao reator foi de 28 ± 2 °C. O pH afluente médio foi de $7,0 \pm 0,1$ °C e o pH efluente médio foi de $6,8 \pm 0,3$ °C. Observou-se queda nos valores de pH durante toda a etapa de operação em batelada alimentada. Esta queda pode estar associada à dissolução de gás carbônico (CO₂) no meio líquido, uma vez que o reator permaneceu fechado durante todo o tempo de reação. Além disso, este aprisionamento de CO₂ e conseqüente dissolução no meio líquido podem estar relacionados às características do material suporte. Nos estudos realizados por Borges et al. (2004), também foram observadas quedas no pH, porém, da ordem de 1 a 1,6 unidades, portanto, ainda maiores que as observadas na presente pesquisa. No entanto, quando são comparados somente os valores efluentes, pode-se observar

uma tendência desse tipo de sistema em manter o pH mais baixo, independente dos valores de entrada, sendo o valor efluente geralmente em torno de 7,0.

Tabela 5.5 – Análise estatística da temperatura e pH para toda a etapa de estudo de alimentação em batelada alimentada seguido de batelada

	Temperatura (°C)					pH	
	Ambiente	Ambiente Máxima	Ambiente Mínima	R _{afl.} *	R _{efl.} *	R _{afl.}	R _{efl.}
Média	25	31	21	26	28	7,0	6,8
Desvio padrão	4	4	3	2	2	0,1	0,3
Mínima	16	24	16	22	25	6,8	6,3
Máxima	30	37	26	30	32	7,2	7,8
Número de amostras	21	22	22	21	22	22	22

* R_{afl.}: amostra afluente ao reator. R_{efl.}: amostra efluente ao reator.

A Tabela 5.6 apresenta os valores médios dos parâmetros de monitoramento analisados para cada fase de operação, batelada alimentada (BA) de 2h e batelada alimentada (BA) de 4h.

Comparando-se os dados obtidos nesta pesquisa com os obtidos na pesquisa realizada por Borges et al. (2004), verifica-se que as eficiências de remoção de DQO total e filtrada foram menores neste trabalho. Para o estudo de BA de 2h, os valores de eficiência média de remoção de DQO total e de DQO filtrada, em cada um dos experimentos, foram de 71% contra 81%, para a DQO total, e de 44% contra 71% de eficiência média de remoção de DQO filtrada, respectivamente. Observou-se que os valores de AVT, AB, ST e SDT apresentaram padrão semelhante de comportamento. No entanto, obteve-se, neste trabalho, melhor retenção de SST e SSV. Os resultados desta análise comparativa são semelhantes para o estudo de BA de 4 h.

É importante salientar que, apesar desta pesquisa apresentar valores mais elevados de DQO total efluente, observou-se que houve aumento significativo da concentração de biomassa (maior que 50%) dentro do reator em relação ao reator estudado por Borges et al. (2004). Esses autores obtiveram 71% e 72% de eficiência de remoção de para DQO total, contra 44% e 56% obtidos nesta pesquisa para os valores de BA de 2h e de 4h, respectivamente. No entanto, Borges et al. (2004) utilizaram aproximadamente a metade do volume útil do reator preenchido com

biomassa. Isto significa que, por mais que seja considerada a complexidade do substrato a ser tratado, em geral, o reator desta pesquisa apresentou baixa eficiência de tratamento de esgoto. Supõe-se que esta baixa eficiência esteja relacionada com o acúmulo de material suspenso sem atividade biológica na espuma de poliuretano, pois a mesma biomassa foi utilizada durante toda a pesquisa de doutorado.

Ao analisar os *boxplots* para temperatura observa-se que, na condição de BA de 4h, houve aumento de temperatura tanto no afluente, quanto no efluente em relação a BA de 2h (Figura 5.57), como consequência do aumento da temperatura ambiente nos meses de outubro e novembro. No entanto, em ambas as condições, as temperaturas permaneceram na faixa mesofílica. A temperatura, portanto, não foi fator contribuinte para a eficiência de uma ou outra condição experimental de batelada alimentada, visto que as temperaturas permaneceram na faixa entre 25°C e 30°C. Agibert et al. (no prelo) observaram que temperaturas entre 25°C e 30°C não tiveram influência nas velocidades de consumo de substrato em reatores anaeróbios do tipo ASBBR com recirculação da fase líquida.

Com relação aos valores de AVT e AB, o reator apresentou estabilidade de operação, com ligeira redução dos valores de concentração de AVT e significativo aumento dos valores de concentração de AB. Estas características são as esperadas em processos anaeróbios. Comparando-se os gráficos de pH, AVT e AB, observa-se que não houve diferenças substanciais entre a BA de 2h e a BA 4h (Figura 5.58 à Figura 5.60). Os valores de pH afluente permaneceram na faixa de 7,0 e os de efluente na faixa entre 6,5 e 7,0. Para ambas as condições, a mediana e a dispersão dos dados são semelhantes. O pico máximo observado na condição de BA de 4h também foi reflexo da concentração de AVT, que provavelmente refletiu a mudança da característica da água residuária. Os valores de AB afluente e efluente foram semelhantes. No entanto a faixa de dispersão de dados foi menor na condição de BA de 4h.

O reator apresentou estabilidade de remoção de matéria orgânica, medida como DQO, nas duas fases de operação, com valores efluentes de DQO total, particulada e filtrada de 357 ± 112 , 170 ± 35 e 187 ± 80 mg.L⁻¹, respectivamente, para tempo de alimentação de BA de 2h, e 340 ± 62 , 171 ± 37 e 157 ± 20 mg.L⁻¹, respectivamente, para tempo de alimentação de BA de 4h. Esses valores podem ser

observados no gráfico *boxplot*, o qual permite verificar que não houve diferença significativa com relação à faixa de dispersão dos dados dos efluentes nas duas condições estudadas. No entanto, a mediana e a dispersão dos dados afluentes a condição de BA de 4h são maiores (Figura 5.61 à Figura 5.63).

Embora tenha havido semelhança entre os dados dos efluentes, as eficiências de remoção de matéria orgânica foram de 44, 73 e 71%, respectivamente, para DQO total, particulada e filtrada, para tempo de alimentação de BA de 2h e 56, 78 e 80%, respectivamente, para DQO total, particulada e filtrada, para tempo de alimentação de BA de 4h. Portanto, a melhora na eficiência do reator com alimentação em BA de 4h (Figura 5.61) está relacionada aos valores maiores de concentração de matéria orgânica afluente. Ao se analisarem os gráficos *boxplots* para DQO removida, observa-se que houve maior dispersão dos dados na condição de BA de 4h. Os valores da mediana para BA de 2h foram de, aproximadamente, 300, 480 e 500 mg.L^{-1} para DQO removida total, filtrada e particulada, enquanto que os valores da mediana para BA de 4h foram de aproximadamente 400, 580 e 600 mg.L^{-1} .

Na análise dos dados obtidos no monitoramento dos sólidos, observou-se grande variação nos valores afluentes, conforme apresentados na Tabela 5.6 e nos gráficos *boxplots* (Figura 5.64 a Figura 5.72). Apesar desta variação, pode ser observada a capacidade do reator na retenção de sólidos. Isto pode ser comprovado pelos valores reduzidos de desvio padrão das amostras efluentes, quando comparados às amostras afluentes, além da pequena dispersão nos valores dos dados efluentes nos gráficos *boxplots*. Os valores de sólidos suspensos voláteis (SSV) afluentes foram de 150 ± 42 e $169 \pm 83 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente, para alimentação de BA de 2h e BA de 4h. Para as amostras efluentes os valores de SSV foram de 55 ± 16 e $61 \pm 14 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente, para alimentação de BA de 2h e BA de 4h. Isto corresponde à eficiência de retenção de SSV de aproximadamente 63% para as duas fases de operação. Portanto, a mudança do tempo de alimentação não resultou em aumento na retenção de sólidos suspensos voláteis. Houve diferença em termos de retenção de sólidos fixos, que apresentaram valores percentuais de 12 e 33%, respectivamente, para BA de 2h e BA de 4h. Este resultado foi devido à maior concentração de sólidos dissolvidos fixos na condição de BA de 4h. Aparentemente,

esta diferença está relacionada com as características da água residuária tratada, pois esta recebia lançamento de efluente de indústria têxtil.

Também pôde ser observado que os SDV aumentaram sua concentração efluente proporcional à entrada, nas duas condições de tempo de alimentação estudadas. Isto pode ser verificado ao comparar o percentual que representa a concentração de SDV no afluente (39% e 42%, respectivamente, para BA de 2h e BA de 4h) e no efluente (44% e 53%, respectivamente, para BA de 2h e BA de 4h).

A partir da análise estatística dos dados, pode-se concluir que não houve diferenças significativas nos resultados quando correlacionados com o tempo de alimentação do reator. A pequena melhora observada na operação com BA de 4h talvez possa ser atribuída ao aumento da temperatura aliado ao aumento da carga orgânica nesta fase de operação, pois a relação STV/ST foi de 0,63 e 0,66, respectivamente, para a BA de 2h e BA de 4h.

A operação do reator se mostrou extremamente flexível do ponto de vista influência do tempo de alimentação. Outras taxas de alimentação, maiores do que 4 horas, não foram testadas devido à imprecisão na aferição da vazão de alimentação, imposta pelas condições das instalações experimentais.

Com o objetivo de obter parâmetros de projeto, após a confirmação da estabilidade operacional, foram realizados os perfis temporais para os parâmetros de monitoramento, como pH, temperatura, POR, AGV, AVT, AB, DQO e série de sólidos. Os resultados dos perfis temporais realizados para a etapa de estudo da velocidade de alimentação foram obtidos para os tempos de ciclo de 2 horas e 4 horas. Eles estão apresentados da Figura 5.73 até a Figura 5.80 e serão discutidos na seqüência.

Tabela 5.6 – Valores médios dos parâmetros de monitoramento do reator ASBBR sob cada condição de batelada alimentada estudado

		Batelada alimentada / seguido de batelada	
		2 h	4 h
Temperatura ambiente (°C)	Mínima	19,7 ± 2,4(11)	22,1 ± 2,8(11)
	Máxima	28,5 ± 2,7	33,6 ± 2,8
Temperatura reator (°C)	Afluente	24,7 ± 1,8(11)	27,1 ± 1,8(11)
	Efluente	27,0 ± 1,3	29,0 ± 2,3
pH	Afluente	7,0 ± 0,1(11)	7,0 ± 0,1(11)
	Efluente	6,8 ± 0,2	6,9 ± 0,3
DQO afluente (mg.L ⁻¹)	Total	638 ± 141(11)	767 ± 183(10)
	Particulada	317 ± 97	447 ± 152
	Filtrada	321 ± 176	319 ± 63
DQO efluente (mg.L ⁻¹)	Total	357 ± 112(11)	340 ± 62(10)
	Particulada	170 ± 35	171 ± 37
	Filtrada	187 ± 80	157 ± 20
Eficiência DQO (%)	Total	44%	56%
	Particulada	73%	78%
	Filtrada	71%	80%
AVT (mg Hac. L ⁻¹)	Afluente	57 ± 7(9)	61 ± 9(8)
	Efluente	41 ± 5	37 ± 9
AB (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	Afluente	100 ± 15(9)	93 ± 17(8)
	Efluente	162 ± 16	154 ± 11
ST (mg.L ⁻¹)	Afluente	638 ± 110(9)	706 ± 195(7)
	Efluente	470 ± 81	466 ± 58
STF (mg.L ⁻¹)	Afluente	237 ± 81(9)	237 ± 87(7)
	Efluente	208 ± 65	160 ± 65
STV (mg.L ⁻¹)	Afluente	401 ± 111(9)	469 ± 167(7)
	Efluente	262 ± 102	306 ± 76
SST (mg.L ⁻¹)	Afluente	186 ± 53(9)	214 ± 116(7)
	Efluente	63 ± 16	67 ± 15
SSF (mg.L ⁻¹)	Afluente	36 ± 15(9)	45 ± 35(7)
	Efluente	8 ± 5	6 ± 3
SSV (mg.L ⁻¹)	Afluente	150 ± 42(9)	169 ± 83(7)
	Efluente	55 ± 16	61 ± 14
SDT (mg.L ⁻¹)	Afluente	452 ± 102(9)	492 ± 104(7)
	Efluente	407 ± 83	400 ± 53
SDF (mg.L ⁻¹)	Afluente	201 ± 78(9)	192 ± 77(7)
	Efluente	200 ± 65	154 ± 63
SDV (mg.L ⁻¹)	Afluente	251 ± 111(9)	300 ± 107(7)
	Efluente	207 ± 103	245 ± 68

Figura 5.57 – Resultados do monitoramento da temperatura afluyente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.58 – Resultados do monitoramento do pH afluyente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.59 – Resultados do monitoramento de AVT afluyente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.60 – Resultados do monitoramento de AB afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.61 – Resultados do monitoramento de DQO total afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.62 – Resultados do monitoramento de DQO particulada afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.63 – Resultados do monitoramento de DQO filtrada afluente e efluente ao reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.64 – Resultados do monitoramento de ST afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.65 – Resultados do monitoramento de STF afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.66 – Resultados do monitoramento de STV afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.67 – Resultados do monitoramento de SST afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.68 – Resultados do monitoramento de SSF afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.69 – Resultados do monitoramento de SSV afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.70 – Resultados do monitoramento de SDT afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.71 – Resultados do monitoramento de SDF afluente e efluente no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

Figura 5.72 – Resultados do monitoramento de SDV afluentes e efluentes no reator ASBBR, no estudo de batelada alimentada. Legenda: (—) 25%, (■) 50%, (○) 90%, (○) 10%, (X) mínimo/máximo e (—) 75%

5.6.1. Resultados obtidos dos perfis temporais no estudo da estratégia de alimentação no ASBBR - batelada alimentada de **2 horas**, seguido de batelada

Os resultados dos perfis temporais realizados para a fase de estudo com o tempo de alimentação de esgoto de 2 horas estão apresentados nas Figura 5.73 até Figura 5.76.

Durante as 2 horas de alimentação, praticamente não houve variação nos valores de pH e temperatura. A partir deste tempo, observou-se ligeira queda nos valores de pH. Também pode ser notada a variação dos valores devido à mudança das características do esgoto, uma vez que os perfis foram feitos em dias distintos. No entanto, apesar desta variação de gradiente, não houve variação no comportamento dos perfis de pH e temperatura. O potencial de oxi-redução (POR) somente pôde ser medido a partir do momento que o reator estava cheio, ou seja, a partir do tempo de ciclo de 2 horas, pois a sonda de detecção ficava apoiada na tampa do reator. Foram realizados dois perfis de POR. Observou-se ligeira queda nos valores de POR com valores iniciais de -200 mV e finais de -350 mV.

Para AVT, o comportamento dos perfis foi praticamente constante até 3 horas do tempo de ciclo. A partir deste tempo foi observada ligeira queda nos valores de AVT, concomitante com aumento de AB (Figura 5.74-a). Também foram analisadas amostras de esgoto durante o tempo de ciclo para ácidos graxos voláteis (AGV) por cromatografia. Foram realizados dois perfis temporais em dias distintos e pode ser

observado um pequeno aumento da concentração de ácido acético e propiônico (Figura 5.74-b). No entanto, este aumento na concentração de ácidos não foi significativo para o processo, pois não provocou queda na concentração de AB dentro do reator ASBBR. Por outro lado, esses valores de ácidos não sofreram redução ao longo do ciclo, como é de se esperar em reatores em que há equilíbrio entre as populações produtoras e consumidoras de ácidos em processos anaeróbios.

Para os perfis temporais de matéria orgânica, medidos como concentração de DQO, foram realizados três perfis em dias distintos, com tomada de amostra afluente, concomitante com tomada de amostra interna do reator (Figura 5.75). Observou-se o comportamento teórico típico esperado para condição de operação de reatores descontínuos em batelada alimentada, ou seja, com valores praticamente constantes durante a fase de alimentação e decréscimo dos valores a partir do fim do período de alimentação. Foi observado que os valores afluentes foram muito variáveis no decorrer da alimentação e que o reator apresentou capacidade de equalização desses valores, o que denota uma característica importante desse tipo de operação. Para os perfis de DQO total e particulada foi observado decréscimo dos valores de concentração de matéria orgânica e para DQO filtrada foi observada pequena variação de valores de concentração. Na Figura 5.75-d estão apresentados os valores médios das concentrações de DQO total, particulada e filtrada. O valor máximo de DQO total encontrado dentro do reator foi de 600 mg.L^{-1} e o valor do efluente final foi de aproximadamente 300 mg.L^{-1} , que corresponde à eficiência média de remoção de 50%, para DQO total. Para DQO particulada e filtrada os valores ficaram em torno de 175 mg.L^{-1} , que corresponde a eficiência média de remoção de 71%, para DQO particulada e filtrada.

Foram realizados dois perfis temporais, em dias distintos, para a série de sólidos, cujos resultados estão apresentados na Figura 5.76. Nota-se que os valores foram muito próximos entre os perfis realizados. Nos perfis temporais de sólidos suspensos, pode-se observar melhor a tendência do reator em reduzir SS. No entanto também é possível que tenha havido desprendimento do lodo aderido, no início da alimentação, que gerou maior concentração de SS inicial. Foi possível observar que houve um ligeiro aumento na concentração de sólidos dissolvidos

dentro do reator, após o término do período de alimentação, relacionado à conversão da matéria orgânica suspensa em matéria orgânica dissolvida.

Figura 5.73 – Perfis temporais de pH (●), temperatura (+) e POR (▶) da condição de operação com batelada alimentada de 2 horas, seguindo de batelada

Figura 5.74 – Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais (⊞ AVT) e alcalinidade a bicarbonato (● AB) (a) e perfis temporais da concentração de ácidos totais (■), ácido acético (▲) e ácido propiônico (●) por cromatografia (b) da condição de operação com batelada alimentada de 2 horas, seguindo de batelada

Figura 5.75 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), filtrada (b), particulada (c) e média (d) da condição de operação com batelada alimentada de 2 horas, seguindo de batelada. Legenda: DQO total (○/●), DQO filtrada (□/■) e DQO particulada (☆/★). Símbolos vazados: entrada. Símbolos preenchidos: dentro do reator

Figura 5.76 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de operação com batelada alimentada de 2 horas, seguindo de batelada. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (■)

5.6.2. Resultados obtidos dos perfis temporais no estudo da estratégia de alimentação no ASBBR - batelada alimentada de 4 horas, seguido de batelada

Os resultados dos perfis temporais realizados para a fase de estudo com tempo de alimentação de 4 horas estão apresentados nas Figura 5.77 até Figura 5.80.

Durante as 4 horas de alimentação, praticamente não houve variação nos valores de pH. No entanto, foi possível observar o aumento da temperatura, devido, principalmente, ao aumento da temperatura no interior da sala de experimentos. A partir de 4 horas, observou-se ligeira queda nos valores de pH, sendo que o pH efluente manteve-se em torno de 6,7. Também pode ser notada a variação dos valores devido à mudança das características do esgoto, uma vez que os perfis foram feitos em dias distintos, principalmente no que tange à temperatura. No entanto, apesar desta variação de gradiente, não houve variação no comportamento dos perfis de pH e temperatura. O potencial de oxi-redução (POR) pode ser medido a partir do momento que o reator estava cheio, ou seja, a partir do tempo de ciclo de 4 horas. Foi realizado um perfil de POR. Pôde ser observado ligeira queda nos valores de POR com valores iniciais de -200 mV e finais de -350 mV, assemelhando-

se ao comportamento dos outros perfis de POR efetuados, tanto para estudo de recirculação como para estudo do tempo de alimentação.

Ficou demonstrado o comportamento característico dos perfis temporais do reator ASBBR na operação batelada alimentada com utilização de esgoto sanitário *in natura*. Os dois perfis temporais realizados para AVT e AB apresentaram valores constantes durante todo o tempo de alimentação. A partir deste tempo, foi observada ligeira queda nos valores de AVT, concomitante com aumento de AB (Figura 5.78-a). Também foram analisadas amostras durante o tempo de ciclo para ácidos graxos voláteis por cromatografia. Foram realizados dois perfis temporais em dias distintos. Enquanto o reator estava sendo alimentado, observou-se a presença de ácido propiônico em pequena concentração. Esses valores tenderam a zero no decorrer da fase de alimentação, não sendo mais detectados nas análises cromatográficas efetuadas no período destinado apenas à fase reacional. Já o ácido acético se fez presente em todo o tempo de ciclo. Apresentou valores variáveis na fase de alimentação e queda na fase de reação, com mínimo de 8 mg.L^{-1} , conforme esperado que ocorra em processos anaeróbios (Figura 5.78-b). Pode-se observar que os valores de AGV diminuíram em função do aumento do tempo de enchimento.

Foram realizados três perfis temporais de matéria orgânica, em dias distintos, medidos como DQO, com tomada de amostra afluenta, concomitante com tomada de amostra interna do reator (Figura 5.75). Pôde ser observado o comportamento teórico esperado para condição de operação de reatores descontínuos em batelada alimentada, ou seja, com valores praticamente constantes durante a fase de alimentação e decréscimo dos valores a partir do fim do período de alimentação. Foi observado que os valores afluentes foram muito variáveis no decorrer da alimentação e que o reator apresentou grande capacidade de equalização desses valores. Para os perfis de DQO total e particulada, observou-se o decréscimo dos valores de concentração de matéria orgânica e para DQO filtrada foi observada pequena variação de valores de concentração. Na Figura 5.79-d, estão apresentados os valores médios das concentrações de DQO total, particulada e filtrada. O valor médio máximo de DQO total encontrado dentro do reator foi de 550 mg.L^{-1} e o valor efluente foi de aproximadamente 280 mg.L^{-1} , que corresponde a eficiência média de 50%. Para DQO particulada e filtrada os valores ficaram em torno de 125 mg.L^{-1} .

Foram realizados dois perfis temporais em dias distintos para a série de sólidos apresentados na Figura 5.80. Nota-se que os valores foram muito próximos entre os perfis realizados.

Figura 5.77 – Perfis temporais de pH (●), temperatura (+) e POR (▶) da condição de operação com batelada alimentada de 4 horas, seguindo de batelada

Figura 5.78 – Perfis temporais de concentração de ácidos voláteis totais (▣ AVT) e alcalinidade a bicarbonato (● AB) (a) e perfis temporais da concentração de ácidos totais (■), ácido acético (▲) e ácido propiônico (●) por cromatografia (b) da condição de operação com batelada alimentada de 4 horas, seguindo de batelada

Figura 5.79 – Perfis temporais da concentração de matéria orgânica total (a), filtrada (b), particulada (c) e média (d) da condição de operação com batelada alimentada de 4 horas, seguindo de batelada. Legenda: DQO total (○/●), DQO filtrada (▢/■) e DQO particulada (☆/★). Símbolos vazados: entrada. Símbolos preenchidos: dentro do reator

Figura 5.80 – Perfis temporais da concentração de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da condição de operação com batelada alimentada de 4 horas, seguindo de batelada. Legenda: (a) ST (◆), SST (★) e SDT (●). (b) STV (●), SSV (■) e SDV (□)

5.6.3. Parâmetros cinéticos obtidos na operação em batelada alimentada de 2 horas e 4 horas

O tempo de alimentação é um parâmetro de projeto de reatores operados em bateladas seqüenciais, uma vez que define o número de reatores utilizados na operação. A estratégia de alimentação denominada batelada alimentada possibilita o enchimento do reator durante a etapa de reação, pois o tempo de alimentação passa a ser significativo em relação ao tempo de reação, ou seja, existe ocorrência significativa de reação durante o enchimento. Isto possibilita flexibilidade de operação no tratamento de substâncias tóxicas ou inibidoras presentes na água residuária, elevadas cargas orgânicas ou em situações de restrições operacionais. Assim, os estudos dos parâmetros cinéticos possibilitam avaliar as velocidades de reação atingidas em cada modo de alimentação estudado.

Foi ajustado um modelo cinético de primeira ordem aos dados dos perfis de degradação de matéria orgânica total e particulada para as estratégias de alimentação de BA de 2h e BA de 4h. Os parâmetros foram obtidos de maneira análoga ao descrito por Rodrigues et al. (2003b). O parâmetro cinético k_1^{ap} é uma constante classificada como aparente, pois engloba a resistência a transferência de

massa interna e externa aos grânulos, além das reações bioquímicas. Também foi ajustado o valor de concentração residual de substrato efluente (C_{SR}). A Figura 5.81 apresenta o resultado do ajuste do modelo aos dados experimentais obtidos nos três perfis realizados em dias alternados para BA 2h, ou seja, t_F/t_C de 0,25. O modelo foi ajustado para DQO total e particulada. Do ponto de vista de estudos fundamentais, esse resultado é particularmente interessante, pois o modelo foi idealizado para reatores descontínuos em escala de bancada e com efluente sintético simulando esgoto sanitário. Observou-se que houve excelente reprodutibilidade do modelo em escala piloto, tratando efluente real. Apesar da grande variação na concentração do afluente, ocorrida devido ao aumento da carga orgânica provocada pelo horário de pico de produção de esgoto, o modelo representou bem as condições experimentais. Foi observada eficiência de aproximadamente 60% para DQO total e 50% para DQO particulada.

Figura 5.81 – Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para operação do reator em batelada alimentada de **2 horas**. Legenda: (●▲■) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados

A Figura 5.82 apresenta o modelo ajustado aos dados experimentais de dois perfis realizados em dias alternados para a condição de BA de 4h. De forma análoga ao que foi observado no ajuste de BA 2h, o modelo representou os dados experimentais de maneira adequada. Foi observado que o modo de alimentação atenuou significativamente as altas concentrações obtidas nas amostras afluentes ao

reator. Portanto, essa estratégia de alimentação atenuou possíveis danos que poderiam ter sido causados pelo aumento repentino da carga orgânica no sistema. As eficiências de remoção não foram muito diferentes das obtidas no estudo em BA de 2h. Portanto, nesta pesquisa, o aumento do tempo de alimentação do reator não provocou efeito negativo na eficiência global do reator ASBBR. Foi observado que, apesar da mudança brusca na forma de operar o reator, não houve nem acréscimo e nem decréscimo da carga orgânica removida do sistema, que já vinha apresentando dados pouco satisfatórios em relação a outros sistemas em batelada já estudados no SHS.

Figura 5.82 - Ajuste do modelo cinético de primeira ordem com residual aos dados dos perfis temporais de degradação da matéria orgânica total (a) e particulada (b), para operação do reator em batelada alimentada de **4 horas**. Legenda: (●▲) dados obtidos e (—) modelo ajustado. A diferença no formato e nas cores dos símbolos representam os pontos de perfis realizados em dias alternados

Foram realizados testes estatísticos para melhor avaliar os parâmetros obtidos no ajuste do modelo matemático. Julgou-se que, neste caso, avaliar somente o R^2 seria insuficiente, pois, no caso de t_F/t_C igual a 0,5, ou seja BA de 4h, os valores obtidos no R^2 foram muito baixos. Assim, foram realizados o teste F e o teste de randomicidade, conforme descritos no capítulo de Material e Métodos. O valor obtido no Teste F foi adequado para a maioria das situações estudadas, pois ficaram abaixo de 1, com exceção dos parâmetros obtidos para DQO particulada.

Para o teste de randomicidade não foram atingidos valores adequados para a condição de estudo BA de 2h, tanto para a DQO total, quanto para a DQO particulada, uma vez que este deveria ter ficado entre -1,96 e 1,96 para serem

considerados válidos. O oposto foi observado para BA de 4h que, apesar de não ter satisfeito o R^2 e o teste F, atingiu valores adequados para o teste de randomicidade. É importante salientar que o teste de randomicidade é favorecido pelo quanto os valores experimentais mudam de sinal positivo ou negativo. Quanto maior for o formato de distribuição dos dados em forma de linhas senoidais em torno da média, melhor tende a ser o resultado do teste de randomicidade.

O modelo apresentou valores de DQO residual elevados considerando-se as eficiências típicas observadas em tratamento de esgoto sanitário. A literatura relata valores de DQO total da ordem de 150 a 200 mg.L⁻¹ enquanto que os valores gerados pelo modelo são da ordem de 300 mg.L⁻¹. Uma explicação possível pode estar relacionada com a idade do lodo, uma vez que a operação do reator se estendeu por mais de um ano com o mesmo suporte de imobilização da biomassa. Além disso, ao se analisar visualmente a biomassa, observou-se o grande acúmulo de material ao redor da espuma. Este material poderia estar interrompendo e dificultando o transporte de substrato para o interior dos poros da espuma. Isto pode ter afetado gravemente a eficiência do processo uma vez que mesmo com grande quantidade de “biomassa” aderida a espuma (1,42 mg STV. mg espuma⁻¹), a resistência a transferência de massa pode ter sido comprometida.

Tabela 5.7 – Validação do modelo matemático para batelada alimentada de 2 e 4 horas

	Batelada Alimentada 2 h		Batelada Alimentada 4 h	
	Total	Particulada	Total	Particulada
k_1^{ap} (h ⁻¹)	0,0645±0,0179	0,1651±0,0299	0,0987±0,0245	0,1786±0,0662
C_{SR} (mg.L ⁻¹)	334±7,2	170±4,8	290±12,1	169±8,7
R^2	0,9523	0,9000	0,7164	0,4851
Teste F	0,16	0,36	0,62	1,12
Teste Randomicidade	-2,60	-2,56	-1,94	-1,46

Os resultados desta pesquisa não puderam ser comparados aos da pesquisa realizada por Borges et al. (2004), pois os autores obtiveram parâmetros cinéticos apenas da DQO filtrada.

5.7. Exames microbiológicos

Foram realizados exames microbiológicos para caracterização morfológica da biomassa presente no reator ASBBR durante toda a fase experimental. Os exames foram realizados ao final de cada fase de estudo das velocidades ascensionais (V_a) de 1,27; 3,82; 7,64 e 10,19 m.h^{-1} e para os estudos de batelada alimentada de 2 h e 4 h. Lâminas contendo amostras da biomassa foram examinadas por meio de microscopia ótica de contraste de fase e fluorescência.

Amostras do material suporte foram retiradas do interior do reator e examinadas para verificação das morfologias dos microrganismos presentes na superfície e interior da espuma de poliuretano. Para a estimativa de biomassa aderida ao material suporte, foram determinadas as concentrações de STV presentes na espuma de poliuretano, para cada V_a estudada (Tabela 5.8), e para o ensaio adicional com V_a igual a 7,64 m.h^{-1} utilizando esgoto sanitário e etanol.

O resultado dessa estimativa para o ensaio adicional de V_a igual a 7,64 m.h^{-1} com esgoto sanitário foi de 2,11 $\text{mg STV.mg espuma}^{-1}$, e, com etanol foi de 1,63 $\text{mg STV.mg espuma}^{-1}$. Esse resultado de 2,11 $\text{mg STV.mg espuma}^{-1}$ foi considerado alto em relação aos outros apresentados na Tabela 5.8, e, provavelmente, pode ser a confirmação de que na etapa de estudo com V_a de 10,19 m.h^{-1} foi desprendida biomassa por excesso de agitação, que veio a se acumular no ensaio adicional com V_a de 7,64 m.h^{-1} , pois foi realizado logo em seguida do ensaio de V_a igual a 10,19 m.h^{-1} .

Sarti et al. (2006a) obtiveram concentrações bem inferiores às encontradas nesta pesquisa. Após o fim da fase experimental (70º dia) de estudo do ASBBR com agitação mecânica por impelidor, foi encontrado valor de 0,45 $\text{mg STV.mg espuma}^{-1}$. Vela (2006) obteve valor de 0,38 $\text{mg STV.mg espuma}^{-1}$ na operação do reator ASBBR, também com agitação mecânica promovida por impelidor.

Apesar dos valores, em média, três vezes mais elevados encontrados nesta pesquisa, em comparação aos trabalhos de outros autores, este fator não foi decisivo para que o desempenho do reator ASBBR fosse superior. Ao contrário, os exames microbiológicos demonstraram que a suposta biomassa não tinha atividade alta.

A quantidade de STV por litro de esgoto tratado foi entre 9,46 e 12,37 g STV.L⁻¹. Estes valores foram maiores que os encontrados por Vela (2006) de 8,21 g ST.L⁻¹.

Tabela 5.8 – Estimativa de biomassa aderida ao material suporte para cada Va estudado

	Velocidade Ascensional (m.h ⁻¹)					
	1,27	3,82	7,64	10,19	7,64 ^{EA}	Etanol
mg STV.(mg espuma) ⁻¹	1,31	1,13	1,34	1,03	2,11	1,63
g STV .(L espuma) ⁻¹	30,22	25,98	30,93	23,66	48,48	37,52
g STV .(L volume útil tratado) ⁻¹	12,09	10,39	12,37	9,46	19,39	15,01
g STV .(L volume total reator) ⁻¹	10,07	8,66	10,31	7,89	16,16	12,51

EA – Ensaio adicional

Figura 5.83 – Estimativa de biomassa aderida no material suporte em mg STV/mg espuma, para cada valor de Va estudado

Em todos os casos, as morfologias presentes no reator indicaram grande variedade de células microbianas, com predominância de bacilos de diversas dimensões, bacilos em cadeia, bacilos agrupados que não florescem, bacilos ovalados, células filamentosas, microrganismos semelhantes a *Methanosarcina* sp. e *Methanosaeta* sp. e, principalmente, bactérias quimioanoxigênicas semelhantes a *Chromatium* sp, segundo Sarti et al (2006b).

As amostras também foram examinadas sob microscopia eletrônica de varredura (MEV). Foram observados microrganismos de diversas morfologias, como bacilos arredondados, cocos, bacilos em cadeia, células semelhantes a *Chromatium*

sp., microrganismos semelhantes a *Methanosarcina* sp. e *Methanosaeta* sp., confirmando as morfologias observadas na microscopia ótica.

Destaca-se que, de todas as lâminas observadas, a condição que mais apresentou diversidade microbiológica foi para V_a de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$. Estas amostras estavam ricas em microrganismos, que estavam presentes em todas as ampliações dos campos observados nas amostras analisadas por MEV. Em vários campos de observação do material suporte, foi possível constatar a grande quantidade de cocos ou células de aproximadamente $3 \mu\text{m}$ agrupadas, formando uma massa densa, arranjo de microrganismos. Observou-se sensível diminuição da quantidade de microrganismos (observadas sob o microscópio) com o aumento do tempo de operação. Isto ficou mais evidente a partir da condição de operação de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$.

Sarti et al. (2006b) observaram a predominância de bactérias fototróficas anoxigênicas no reator ASBBR tratando esgoto sanitário (Figura 5.84). A comunidade microbiológica foi monitorada por microscopia, sendo que as morfologias observadas foram comparadas às aquelas identificadas no Bergey's Manual (1994). Estes microrganismos são morfologicamente muito semelhantes aos que predominaram naquela pesquisa (Figura 5.86 até Figura 5.89). A diferença entre os trabalhos referiu-se a iluminação do reator. Sarti et al. (2006b) informam que o reator ASBBR recebia luz solar, devido a ter sido construído utilizando-se material translúcido. Nessa pesquisa, no entanto, esse fator pode ser desconsiderado uma vez que uma camada de tinta escura aplicada as paredes externas do reator impediu a penetração de luz. Além disso, foi feita a medição da intensidade luminosa dentro e fora do reator, em diversos pontos. No ambiente, foi verificada a intensidade luminosa de 70 a 108 lux, de acordo com o horário de medição. No interior do reator, no entanto, o aparelho de medição não acusou a presença de luz em nenhum momento de medição.

Os autores concluíram que pode ter havido retenção de sulfeto de hidrogênio nos interstícios da espuma de poliuretano e isto pode ter contribuído para a seleção de microrganismos fototróficos anoxigênicos, que pode ter afetado a eficiência global do reator. Atribuíram este fato a presença de luz como fator determinante para obtenção de tais resultados.

Figura 5.84 – Microscopia ótica de contraste de fase: (a) bactérias fototróficas anoxigênicas, células semelhantes a *Chromatium* sp., 1250X; (b) bactérias fototróficas anoxigênicas, células semelhantes a *Thiocapsa* sp., 1000X; (c) bacilos curvos e com bordas arredondadas, semelhantes a células redutoras de sulfato, 1000X; e (d) células semelhantes a *Methanosarcina* sp., 1600X. Fonte: Sarti et al. (2006)

5.7.1. Biologia molecular

Apesar de não ter sido o foco desta pesquisa, a diversidade bacteriana presente no biofilme do reator na condição de operação com V_a de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$ foi avaliada utilizando a técnica de separação de produtos de PCR do DNA 16S bacteriano em gel com gradiente desnaturante (DGGE). A Figura 5.90 sugere uma comunidade bacteriana composta de, aproximadamente, vinte diferente espécies, verificadas de acordo com o número de bandas no gel. As bandas de maior intensidade foram extraídas do gel, clonadas e sequenciadas. Os resultados mostram percentagens de similaridade maior que 95% com seqüências depositadas no banco de dados NCBI (190 pares de bases, aproximadamente) que se referem às bactérias encontradas em amostras ambientais ou de reatores biológicos sob condições anaeróbias. No entanto, com o uso dessa técnica, não foi possível detectar a presença dos microrganismos fototróficos como sugeridos por Sarti et al. (2006b). A total transformação da matéria orgânica em seus constituintes minerais

(mineralização), é realizada nos reatores anaeróbios através de uma cooperação entre os microrganismos hidrolíticos, fermentativos e metanogênicos. A análise filogenética das sete bandas seqüenciadas (Figura 5.91) sugere que a comunidade bacteriana responsável pela hidrólise e fermentação dos compostos orgânicos nessa fase do reator faz parte de pelo menos cinco diferentes grupos bacterianos de acordo com o "ribosomal data base project" (proteobacteria, gemmatimonadetes, bacteroidetes, não classificados OP5 e chloroflexi). Alguns desses grupos agregam organismos rotineiramente encontrados em reatores anaeróbios de sistemas de tratamento de águas residuárias (proteobacteria, bacteroidetes e não classificados OP5). Com menor incidência, porém, os organismos do grupo gemmatimonadetes são encontrados em sistemas de lodos ativados e geralmente estão associados com a presença de fósforo (Zhang et al 2003). Os referidos autores ressaltam ainda que a única cepa desse grupo isolada em cultura pura possui metabolismo aeróbio. É notório, portanto, que o conhecimento do potencial metabólico desse grupo é escasso e parcial. O mesmo pode ser dito para os grupos chloriflex e OP5. A descrição da estrutura da comunidade bacteriana sugerida nesse trabalho portanto, representa também uma importante fonte de informação para caracterização de tais grupos. Por outro lado, uma possível inferência sobre o potencial metabólico e sobre associações sinérgicas desse tipo no reator em estudo foram as reais intenções da caracterização da diversidade microbiana. Nesse particular, é possível destacar o fato de que os organismos cujo metabolismo é conhecido são hidrolíticos através do processo de fermentação ou estão relacionados com o ciclo do enxofre e capazes de degradar estruturas complexas de carbono.

5.7.2. Morfologias encontradas no lodo de inóculo

Foi realizada a caracterização morfológica do lodo através de microscopia ótica de luz comum, contraste de fases e fluorescência. Constatou-se a presença de diversas morfologias, como bacilos de diversas dimensões, cocos em cadeia, bacilos em cadeia, espiroquetas, bacilos curvos semelhantes a víbrios, bacilos com inclusões e organismos semelhantes a *Methanosarcina* sp. e *Methanosaeta* sp. Além disso, foram encontradas células quimioanoxigênicas, filamentos e protozoários.

Os exames de microscopia sugeriram que o inóculo utilizado possuía alta diversidade morfológica de bactérias e arqueias, portanto, uma fonte de inóculo adequada como material de estudo para essa pesquisa. Algumas das imagens observadas foram apresentadas na Figura 5.85.

Figura 5.85 – Exemplos de morfologias predominantes no inóculo (aumento 1500X): (a) grânulo de inóculo (aumento 75X), presença de rotífero na borda do grânulo; (b) microrganismos semelhantes a feixe de *Methanosaeta* sp.; (c) célula semelhante a microrganismos quimio-anoxigênicos; (d) células filamentosas, bacilos e espiroquetas; (e) aglomerado de microrganismos; (f) arranjo de cocos, (g) e (h) microrganismos semelhantes a feixe de *Methanosaeta* sp

5.7.3. Morfologias encontradas na condição de Va de 1,27 m.h⁻¹

Figura 5.86 – Exemplos de morfologias predominantes na condição de Va 1,27 m.h⁻¹. Microscopia ótica com aumento de 1500X: (a) células ovaladas com inclusões, semelhantes a microrganismos quimioanoxigênicos; (b) bacilos curvos, bacilos em cadeia; (c) bacilos fluorescentes; (d) microrganismo semelhante a *Methanosaeta* sp. Microscopia eletrônica de varredura (MEV), com aumento de 5000X: (e) cocos agrupados, bacilos, bacilos em cadeia e microrganismo semelhante a *Methanosaeta* sp.; (f) célula filamentosa, cocos e bacilos; (g) cocos; (h) vista da superfície da espuma de poliuretano colonizada, aumento de 85X.

5.7.4. Morfologias encontradas na condição de Va de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$

Figura 5.87 – Exemplos de morfologias predominantes na condição de recirculação com Va de $3,82 \text{ m.h}^{-1}$. Microscopia ótica com aumento de 1500X: (a) e (b) microrganismos semelhantes a *Methanosarcina* sp.; (c) células quimioanoxigências, microrganismo semelhante a *Beggiatoa* sp.; (d) células quimioanoxigências agrupadas e (e) dispersas; (f) e (g) “tapete” de cocos ou células semelhantes a microrganismos quimioanoxigêncios, com aumento de 2000X e 7000X, respectivamente; e (f) microrganismos de diversas morfologias e bacilos em cadeia

5.7.5. Morfologias encontradas na condição de Va de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$

Figura 5.88 – Exemplos de morfologias predominantes na condição de recirculação com Va de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$. Microscopia ótica com aumento de 1500X: (a) e (b) microrganismos semelhantes a *Methanosarcina* sp.; (c) células quimioanoxigências, (d) microrganismos filamentosos. MEV, com aumento de 5000X: (e) bacilos ovalados, bacilos em cadeia, cocos agrupados; (f) cocos e bacilos de diversas morfologias dispersos. MEV com aumento de 80 e 93X: (g) colonização da espuma de poliuretano na superfície e (h) colonização na espuma de poliuretano no meio

5.7.6. Morfologias encontradas na condição de Va de 10,19 m.h⁻¹

Figura 5.89 – Exemplos de morfologias predominantes na condição de recirculação com Va de 10,19 m.h⁻¹. Microscopia ótica com aumento de 1500X: No meio da espuma: (a) cocos agrupados com inclusões e (b) bacilos retos dispersos; na superfície da espuma: (c) cocos com inclusões dispersos e (d) bacilos fluorescentes; microrganismos filamentosos. MEV, com aumento de 8000X: (e) bacilos em cadeia, cocos dispersos; (f) bacilos de diversas morfologias dispersos; (g) e (h) cocos

Figura 5.90 – Gel de DGGE mostrando a diversidade bacteriana presente no reator ASBBR na condição de V_a 7,64 m.h⁻¹ (gradiente desnaturante de 30 a 70%)

Figura 5.91 – Árvore filogenética baseada em aproximadamente 200 pares de bases da sequência do 16S bacteriano. O alinhamento feito em Genedoc e a árvore foram construídos com o auxílio de PAULP método “neighbour-joining” usando algoritmo Tamura-Ney. A árvore foi enraizada com *T. ruber* e *T. ammoniificans* e os valores de “bootstrap” para 100 réplicas aparecem nas junções do filograma. As seqüências obtidas nesse trabalho aparecem como k01LPB, k02LPB, K03LPB, K04LPB, K05LPB, k06LPB e K07LPB seguindo a ordem do gel de onde foram extraídas. As seqüências utilizadas para o alinhamento e a construção da árvore foram obtidas no Genbank

5.7.7. Exames microbiológicos realizados na etapa de estudo de batelada alimentada de 2 h e 4 h

Foram realizados exames microbiológicos para as duas condições estudadas de batelada alimentada de duas e quatro horas.

As observações realizadas nas lâminas apresentaram pouca diversidade microbiológica, com poucas morfologias dispersas, tanto para a condição de alimentação de 2 horas, como para a de 4 horas. Em sua maioria, foram encontrados bacilos de diversas dimensões, algumas células quimioanoxigênicas e raras células semelhantes a *Methanosaeta* sp.

Destaca-se a dificuldade de preparação das amostras, pois as mesmas apresentavam grande quantidade de fibras e material inerte. Para todas as amostras analisadas, a diversidade de morfologias foi menor que nas amostras estudadas nos primeiros meses de operação para estudo de diversos valores de V_a . No entanto, a estimativa de biomassa aderida ao material suporte (Tabela 5.9) apresentou resultados maiores de "biomassa" aderida, na forma de STV, do que os apresentados na Tabela 5.8. Isto pode estar relacionado com o acúmulo de material inerte na espuma de poliuretano, uma vez que esse aumento em massa não foi refletido em maior quantidade de microrganismos encontrados nas amostras analisadas por microscopia.

Tabela 5.9 – Estimativa de biomassa aderida no material suporte no estudo de batelada alimentada

	Batelada Alimentada (h)	
	2	4
mg STV.(mg espuma) ⁻¹	1,67	1,42
g STV .(L espuma) ⁻¹	38,45	32,67
g STV .(L volume útil tratado) ⁻¹	15,38	13,07
g STV .(L volume total reator) ⁻¹	12,82	10,89

5.8. Reflexão sobre a baixa eficiência

Conforme pode ser observado na Figura 5.92 de eficiência de remoção de DQO total, obtido na operação do reator ASBBR por Vela (2006), a eficiência de remoção de DQO foi maior nos primeiros ciclos de operação. Com o decorrer da operação do reator ASBBR, a eficiência de remoção de matéria orgânica decaiu e manteve-se abaixo de 60% após 200 ciclos de operação, que correspondem a 66 dias. Isto corrobora com a hipótese de que a espuma estava funcionando como um filtro e, à medida que o material suporte absorveu os sólidos presentes no afluente, estes foram provocando entupimento dos canais internos e dificultando a transferência de massa líquido/sólido. No entanto, segundo o autor, as espumas de poliuretano já estavam inoculadas há aproximadamente um ano antes de se iniciarem os estudos. Desta forma, esta hipótese necessita ser mais bem estudada, pois a eficiência decaiu com o passar dos ciclos e isto foi observado no presente trabalho de doutorado.

Ao se observarem as morfologias encontradas nos estudos de Vela (2006) pode-se verificar que, aparentemente, houve maior diversidade microbiana nos reatores operados por aquele autor do que o reator operado no presente trabalho. Isto confirma a hipótese de que as baixas eficiências médias obtidas neste estudo podem estar vinculadas à baixa quantidade de microrganismos. Isto pode ser comprovado pela baixa AME encontrada para as velocidades ascensionais mais altas.

Figura 5.92 - Eficiências de remoções de DQO_{TOTAL} no reator ASBBR. 1ª etapa de operação de Vela (2006).

Segundo Sarti et al. (2006), o estudo no reator ASBBR atingiu durante os primeiros 10 dias de operação, valores médios de remoção de DQO total e DQO filtrada de 65% e 73 %, respectivamente. As concentrações médias de DQO no efluente, no mesmo período, foram de $210 \pm 12 \text{ mg.L}^{-1}$ (DQO total) e $160 \pm 17 \text{ mg.L}^{-1}$ (DQO filtrada). Os autores afirmam que tais valores de eficiência não estão diretamente relacionados ao tratamento biológico, mas sim ao processo de retenção física de sólidos na espuma de poliuretano, como foi notado pela baixa concentração de DQO particulada no efluente.

Para efeito de comparação, apresentam-se alguns resultados obtidos com o reator UASB, operado com recirculação de efluente, com $18,8 \text{ m}^3$ de volume útil, tratando esgoto sanitário proveniente do Campus (Passig, 2005). O reator foi operado por 200 dias sob diversas condições operacionais. Uma delas foi a utilização de velocidade ascensional de $1,56 \text{ m.h}^{-1}$, com recirculação total de efluente. O reator foi mantido nesta condição por 28 dias e foram obtidos valores de DQO total, ST, SST, SSV de 562 ± 96 , 618 ± 136 , 137 ± 21 e $110 \pm 20 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente para as amostras afluentes e 203 ± 69 , 501 ± 123 , 74 ± 26 , $58 \pm 26 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente para as amostras efluentes ao reator. Isto representou uma eficiência de remoção de DQO total da ordem de 64%. Esses valores são ligeiramente superiores aos obtidos na presente pesquisa, como já foi observado na Tabela 5.2. No entanto, o reator ASBBR estudado apresentou melhores valores para retenção de sólidos do que o reator UASB. Nota-se que o reator ASBBR tratava esgoto sanitário *in natura* sem tanque de equalização, diferentemente do reator UASB estudado.

Mesmo mudando-se a estratégia de agitação e alimentação, não houve melhora significativa na eficiência do reator ASBBR, uma vez que, provavelmente, as populações microbianas já tinham sido prejudicadas. Ao longo do tempo de operação, a espuma de poliuretano provavelmente foi impregnada por materiais inertes, além de óleos e graxas, que podem ter dificultado a transferência de massa interna. No entanto, esta hipótese não pode ser comprovada, pois não foram feitas análises de óleos e graxas, apenas observações visuais, conforme mostra a Figura 5.93. Além disso, ao se cortar a espuma, foi observada pouca biomassa no interior em relação à biomassa observada nas camadas mais superficiais.

Figura 5.93 – Imagem da espuma de poliuretano antes e após a operação do reator ASBBR

Outra causa possível pode estar relacionada ao tamanho do material suporte em relação ao volume útil do reator. Pinho et al (2005) observaram que o tamanho da biopartícula foi decisivo para o desempenho do reator ASBBR e que para um reator de volume igual a 4,5 L, o melhor tamanho de biopartícula foi de 2 cm.

Esta observação também foi citada por Cubas et al. (2002). Os autores observaram que a concentração residual de matéria orgânica no efluente aumentou de acordo com o aumento da partícula. O tempo de ciclo não foi afetado para matrizes cúbicas de 0,5 a 2,0 cm. Entretanto, para atingir o mesmo desempenho, o tempo de ciclo teve que ser aumentado para partículas com 3,0 cm de aresta. Os autores citam como exemplo que, para alcançar eficiência de 90% de remoção de DQO, utilizando partículas de espuma com 3,0 cm de aresta, é necessário aumentar o tempo de ciclo em 32% a mais do que se fossem utilizadas partículas de 0,5 a 2,0 cm.

No entanto, ainda não se tem uma relação de parâmetros de projeto para aumento de escala. Portanto, outra hipótese que pode ser levantada é a de que o tamanho da biopartícula estudada (5 cm) pode ter sido inadequado para obtenção do máximo desempenho do reator, pois em 5 cm de aresta, o acesso do substrato com aos microrganismos pode ter sido prejudicado. Aliado a isto, a própria estrutura da espuma utilizada não apresentou a quantidade de poros passantes suficiente para garantir a passagem de esgoto para o interior da espuma. Além disso, os poros da espuma podem ter sido obstruídos pelo excesso de material aderido à superfície da

espuma, impedindo que a camada mais interior recebesse alimento, conseqüentemente, prejudicando a transferência de massa.

A experiência obtida na operação do sistema permite afirmar que o descarte de lodo do reator era precário, devido ao formato do cesto de contenção de espuma de poliuretano. Como o cesto era fixado ao reator, as matrizes de espuma ficaram muito próximas e, como não havia a possibilidade de se promover o arraste do material retido nos interstícios do leite, o descarte de lodo ficou prejudicado.

6. Conclusões

Foi estudada a influência da recirculação da fase líquida e do regime de alimentação em reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais, contendo biomassa imobilizada (ASBBR), em matrizes cúbicas de poliuretano, construído em escala piloto, com volume total de $1,2 \text{ m}^3$ (ϕ 1,0 m e altura 1,53 m). A experiência obtida com esta pesquisa permitiu concluir que:

Na etapa de estudo hidrodinâmico, cujo objetivo era a determinação do grau de homogeneidade do sistema de reação e determinação do tempo de mistura, concluiu-se que os tempos de mistura (t_M) de 13h42min e 19h14min, relativos, respectivamente, aos valores de V_a de 1,27 e $3,82 \text{ m.h}^{-1}$ foram grandes para as velocidades ascensionais aplicadas em relação ao tempo de reação (7h00min). Para estes dois valores de V_a , o reator não se torna homogêneo durante o tempo de ciclo de reação. Destaque-se que, para estes valores de V_a , não houve um bom ajuste do modelo sigmoidal de Boltzmann, podendo indicar que, para vazões de recirculação baixas, o comportamento hidrodinâmico do reator não segue o mesmo padrão observado para as vazões mais elevadas. Para os demais valores de V_a estudados (7,64; 10,19 e $12,17 \text{ m.h}^{-1}$), o modelo sigmoidal de Boltzmann representou bem os dados obtidos e os tempos de mistura (5h24min, 1h05min e 0h42min, respectivamente) foram inferiores ao tempo de reação.

Os resultados obtidos nos ensaios sobre a influência da velocidade ascensional no desempenho do reator permitem concluir que o aumento da velocidade ascensional até $7,64 \text{ m.h}^{-1}$ pode resultar em melhora do desempenho do reator. No entanto, não foi observada vantagem significativa ao se elevar a velocidade ascensional de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$ para $10,19 \text{ m.h}^{-1}$, sendo que os resultados obtidos até V_a de $10,19 \text{ m.h}^{-1}$ foram muito similares aos obtidos nas condições de estudos anteriores. Isto pode indicar que a condição ideal de operação do reator ASBBR

ocorre nesta faixa de valores. Portanto, velocidades maiores que $7,64 \text{ m.h}^{-1}$ não trazem qualquer benefício adicional ao processo. Considerando-se a média de entrada de esgoto sanitário de $600 \pm 255 \text{ mg.L}^{-1}$, a remoção média de DQO total foi de aproximadamente 400 mg.L^{-1} , usando esgoto sanitário *in natura*, valor este semelhante ao obtido em reator ASBBR de bancada, utilizado no tratamento de água residuária sintética com composição semelhante à de esgoto sanitário.

Não foi observada vantagem significativa no desempenho do reator devido ao aumento da velocidade ascensional, pois se obteve degradação máxima de matéria orgânica em aproximadamente 5 horas do tempo de ciclo para todos os valores de V_a estudados. Portanto, o tempo total de ciclo pode ser menor que o aplicado, sem prejuízo da qualidade final do efluente, reduzindo-se o tempo total de reação e possibilitando maior capacidade de tratamento, uma vez que mais bateladas podem ser realizadas em um dia. Apesar dos cuidados especiais tomados para garantir a completa ausência de luz no interior do reator, cujas superfícies externas foram pintadas de preto, constatou-se a prevalência de bactérias com morfologia semelhante à de bactérias observadas em pesquisa anterior no mesmo reator. Naquela pesquisa, considerou-se a possibilidade de essas bactérias serem fototróficas anoxigênicas. No entanto, dadas as condições de operação do ASBBR sem qualquer incidência de luz, a possibilidade de utilização do metabolismo fototrófico foi mínima, razão pela qual a microbiologia do processo deve ser mais bem estudada em pesquisas futuras. Os estudos realizados em batelada alimentada, com duração da alimentação de 2 horas ($1/4$ ciclo) e 4 horas ($1/2$ ciclo), apresentaram resultados semelhantes aos da operação em batelada, em que o tempo de enchimento tem duração de minutos. A partir da análise estatística dos resultados da avaliação do regime de alimentação de esgoto sanitário no desempenho do sistema, pode-se concluir que não houve diferenças significativas nos resultados quando correlacionados com o tempo de alimentação do reator. A pequena melhora observada na operação com batelada alimentada de 4h talvez possa ser atribuída ao aumento da temperatura aliada ao aumento da carga orgânica nesta fase de operação, pois a relação STV/ST foi de 0,63 e 0,66, respectivamente, para a BA de 2h e BA de 4h. A operação do reator se mostrou extremamente flexível do ponto de vista da influência do tempo de alimentação, pois o reator pode ser

operado sob batelada alimentada com duração de até quatro horas, sem que seu desempenho seja significativamente alterado. Essa conclusão é importante, pois representa que o sistema pode ser projetado com número menor de reatores.

Durante o estudo de batelada alimentada, foi observado que os valores afluentes foram muito variáveis no decorrer da alimentação, devido ao horário de pico de geração de esgoto sanitário, e que o reator apresentou capacidade de equalização desses valores, o que denota uma característica importante desse tipo de sistema de tratamento. Portanto, nesta pesquisa, o aumento do tempo de alimentação do reator não provocou efeito negativo na eficiência global do reator ASBBR.

No que diz respeito à não alteração da eficiência do reator quando são aplicados tempos de alimentação menores que $\frac{1}{2}$ do tempo de ciclo, as conclusões obtidas para a estratégia de alimentação nos estudos em escala de bancada foram confirmadas na escala piloto. Porém, a estratégia de alimentação não mostrou os mesmos dados que em escala de bancada em relação à diminuição da concentração de ácidos no interior do reator. Para esgoto sanitário, essa estratégia de alimentação não alterou os resultados. No entanto, todas as alterações impostas ao sistema não provocaram instabilidade operacional, o que comprova a grande flexibilidade operacional do reator ASBBR.

O modelo de cinética de primeira ordem, desenvolvido a partir da aplicação de reatores operados em batelada alimentada em escala de bancada, no tratamento de águas residuárias sintéticas simulando esgotos sanitários, mostrou-se adequado para a descrição do processo de remoção de matéria orgânica no ASBBR piloto, operado em batelada alimentada, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário *in natura*. Apesar da grande variação na concentração do afluente, ocorrida devido ao aumento da carga orgânica nos horários de pico de geração de esgoto, o modelo representou bem as condições experimentais.

Nos testes de degradação de etanol foram obtidos resultados para os parâmetros k_1^{ap} e C_{SR}/C_{S0} de $0,38 \pm 0,06 \text{ d}^{-1}$ e $0,52 \pm 0,03$, respectivamente, para DQO filtrada e $0,50 \pm 0,03 \text{ d}^{-1}$ e $0,05 \pm 0,02$, respectivamente, para etanol. Estes resultados demonstram que a redução da concentração de matéria orgânica foi lenta, mesmo considerando-se que os valores de etanol tenham chegado a praticamente zero.

Portanto, pode-se concluir que a população metanogênica não se encontrava bem estabelecida no reator, uma vez que a velocidade de consumo dos ácidos orgânicos formados a partir da fermentação do etanol foi baixa e o residual de DQO filtrada foi elevado.

Isto foi confirmado nos ensaios de atividade metanogênica específica, que demonstraram que houve decréscimo dos valores de AME conforme se foi aumentada a velocidade ascensional. Os valores obtidos foram 0,0632; 0,0509; 0,0248 e 0,0299 g DQO-CH₄.(g STV.d)⁻¹, respectivamente, para os valores de V_a de 1,27; 3,82; 7,64 e 10,19 m.h⁻¹. Este resultado, aliado aos resultados obtidos na degradação do etanol, explicam a baixa eficiência de remoção de matéria orgânica no sistema, pois houve diminuição da AME com o aumento da V_a .

A partir dos resultados obtidos, foi possível concluir que há necessidade de estudos mais aprofundados sobre os parâmetros de projeto para a ampliação de escala do reator para aplicação no tratamento de esgoto sanitário. O desempenho do reator ASBBR foi dependente, principalmente, da composição do esgoto sanitário e da retenção de sólidos no material suporte. Esses fatores, que normalmente não são passíveis de controle, tiveram influência significativa no desempenho do reator durante os ensaios realizados em que as variáveis de interesse eram a velocidade ascensional e o tempo de alimentação.

7. Sugestões

Com base nos resultados obtidos durante esta pesquisa, são apresentadas sugestões para trabalhos futuros com esse tipo de configuração de reator, visando complementar o conhecimento já adquirido:

- Avaliar a retenção de óleos e graxas na espuma de poliuretano tratando esgoto sanitário;
- Avaliar a operação do reator com alimentação intermitente, ou seja, batelada alimentada intermitente;
- Avaliar o efeito do tamanho do material suporte (espuma de poliuretano) no desempenho do reator e, a partir dos resultados, estabelecer critério de projeto que leve em consideração o tamanho das matrizes de espuma de poliuretano;
- Projetar confinamento do material suporte em estágios múltiplos para promover a separação do leito, o que contribuiria para evitar a sua colmatação;
- Operar o reator com pré-tratamento do esgoto para poder remover o máximo possível de sólidos;
- Avaliar simultaneamente aos perfis temporais obtidos a composição do esgoto sanitário, visando elucidar ao máximo as possíveis influências da composição do esgoto sanitário na degradação anaeróbia em reatores ASBBR.

8. Referências bibliográficas

AGIBERT, S.A.C.; MOREIRA, M.R.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Influence of temperature on performance of na ASBBR with circulation applied to treatment of low-strength wastewater. *Applied Biochemistry Biotechnology*, no prelo.

ANGENENT, L.T.; DAGUE, R.R. (1995). A laboratory-scale comparison of the UASB and ASBR processes. In: PURDUE INDUSTRIAL WASTE CONFERENCE PROCEEDINGS, 50.,1995, Chelsea, Michigan. *Anais...* Chelsea, Michigan, Ann Arbor Press. p.365-377.

ANGENENT, L.T.; SUNG, S.; RASKIN, L. (2002a). Methane yield and methanogen levels of ASBR systems treating swine waste: effect of different inocula. In: TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA, 7., 2002, Yucatán, Mérida, México. *Anais...* p.253-60.

ANGENENT, L.T.; SUNG, S.; RASKIN, L. (2002b). Methanogenic population dynamics during startup of a full-scale anaerobic sequencing batch reactor treating swine waste. *Water Research*, v.36, 4648-54.

ARAÚJO, J.C. (1995). *Caracterização e evolução do biofilme em reator anaeróbio de leito fluidificado alimentado com esgoto sanitário sintético*. São Carlos. 158p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

BAGLEY, D.M.; BRODKORB, T.S. (1999). Modeling microbial kinetics in an anaerobic sequencing batch reactor - model development and experimental validation. *Water Environment Research*, v.71, n.7, p.1320-32, Nov/Dec.

BANIK, G.C.; DAGUE, R.R. (1997). ASBR treatment of low strength industrial wastewater at psychrophilic temperatures. *Water Science and Technology*, v.36, n.2-3, p.337-44.

BEZERRA, R.A.Jr.; RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S.M.; ZAIAT, M.; FORESTI, E.; BORZANI, W. (2005). Performance of anaerobic sequencing batch biofilm reactor submitted to different influent volume feeds and cycle time periods maintaining organic loading. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, v.126, p.189-203.

BORGES, A.C.; SIMAN, R.R.; RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S.M.; ZAIAT, M.; FORESTI, E.; BORZANI, W. (2004). Stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass: a behavior study when submitted to different fill times. *Water Science and Technology*, v.49, p.311-318.

BRITO, A.G.; RODRIGUES, A.C.; MELO, L.F. (1997). Feasibility of a pulsed sequencing batch reactor with anaerobic aggregated biomass for the treatment of low strength wastewaters. *Water Science and Technology*, v.35, n.1, p.193-8.

CAMARGO, E.F.M.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. (2002). Treatment of low-strength wastewater using immobilized biomass in a sequencing batch external loop reactor: influence of the medium superficial velocity on the stability and performance. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v.19, n.3, p.267-75.

CHERNICHARO, C.A.L. (1997). *Reatores anaeróbios*. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, v.5, p.85-95.

CUBAS, S.A.; PINHO, S.C.; FORESTI, E.; RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S.M.; ZAIAT, M. (2002). Effects of solid-phase mass transfer on a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass In: LATINOAMERICAN WORKSHOP AND SYMPOSIUM OF ANAEROBIC DIGESTION, 7., 2002, Mérida, México. *Anais...* Mérida México. p.229-236.

CUBAS, S.A.; FORESTI, E.; RODRIGUES, A.D.; RATUSZEI, S.M.; ZAIAT, M. (2004). Influence of the liquid-phase mass transfer on the performance of a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass. *Biochemical Engineering Journal*, v.17, p.99-105.

DAGUE, R.R.; HABBEN, C.E.; PIDAPARTI, S.R. (1992). Initial studies on the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, v.26, n.9-11, p.2429-32.

DAGUE, R.R.; BANIK, G.C.; ELLIS, T.G. (1998). Anaerobic sequencing batch reactor treatment of dilute wastewater at psychrophilic temperatures. *Water Environment Research*, v.70, n.2, p.155-60.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O.E. (1961). Volatile Acids by Direct Titration. *Journal Water Pollution Control Federation*, v. 31, n. 10, p. 2495-2499.

DUGBA, P.N.; ZHANG, R.H. (1999). Treatment of dairy wastewater with two-stage anaerobic sequencing batch reactor systems - thermophilic versus mesophilic operations. *Bioresource Technology*, v.68, p.225-33.

FERNANDES, L; KENNEDY, K.L.; NING, Z. (1993). Dynamic modeling of substrate degradation in sequencing batch anaerobic reactors (SBAR). *Water Research*, v.27, p. 1619-1628.

GARCIA, M.L. (2005). *Avaliação do suporte no desempenho de reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais com agitação, contendo biomassa imobilizada no tratamento de esgoto sanitário*. 68p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

GRIFFITHS R., WHITELEY A. S., O'DONENEL A. G., BAILEY M. (2000). Rapid method for coextration of DNA and RNA from natural environments for analysis of ribosomal DNA-and-rRNA- based microbial community composition. *Applied and Environmental Microbiology*, v.66, p.5488-5491.

HIRL, P.J.; IRVINE, R.L. (1996). Reductive dechlorination of perchloroethylene (PCE) using anaerobic sequencing batch biofilm reactors (AnSBBR). In: PURDUE INDUSTRIAL WASTE CONFERENCE PROCEEDINGS, 51., 1996, Chelsea, Michigan. *Anais...* Chelsea, Michigan, Ann Arbor Press. p.289-295.

HOLLOPETER, J.A.; DAGUE, R.R. (1994). Anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate. In: PURDUE INDUSTRIAL WASTE CONFERENCE PROCEEDINGS, 49.,1994, Chelsea, Michigan. *Anais...* Chelsea, Michigan, Ann Arbor Press. p.277-284.

LAPA, K.R.; GARBOSSA, L.H.P.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. (2003). Avaliação de desempenho do reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais (ASBR), contendo biomassa imobilizada em pedra pome, no tratamento de esgoto sanitário. In: SIMPÓSIO NACIONAL DE FERMENTAÇÕES – SINAFERM-2003, 14., 2003, Florianópolis, Brasil. *Anais...* Florianópolis: UFSC. CD-ROOM

LAPA, K.R.; GARCIA, M.L.; SAKAMOTO, I.K.; GIANOTTI, E.P.; GARBOSSA, L.H.P.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2005). Influence of bed materials on the performance of an anaerobic sequencing batch biofilm reactor treating sewage wastewater. In: Taller y Simposio Latinoamericano sobre Digestion Anaeróbia, 8., 2005, Punta del Este, Uruguai. *Anais...* Punta del Este: IWA/Universidad de la República. CD-ROOM

MASSÉ, D.I.; PATNI, N.K.; DROSTE, R.L.; KENNEDY, K.J. (1996). Operation strategies for psychrophilic anaerobic digestion of swine manure slurry in sequencing batch reactors. *Canadian Journal of Civil Engineering*, v.23, p.1285-94.

MASSÉ, D.I.; DROSTE, R.L. (1997). Microbial interaction during the anaerobic treatment of swine manure slurry in a sequencing batch reactor. *Canadian Agricultural Engineering*, v.39, n.1, p.35-41.

MASSÉ, D.I.; DROSTE, R.L.; KENNEDY, K.J.; PATNI, N.K.; MUNROE, J.A. (1997). Potential for the psychrophilic anaerobic treatment of swine manure using a sequencing batch reactor. *Canadian Agricultural Engineering*, v.39, n.1, p.25-33.

MASSÉ, D.; MASSÉ, L. (2001). The effect of temperature on slaughterhouse wastewater treatment in anaerobic sequencing batch reactors. *Bioresource Technology*, v.76, p.91-8.

MIQUELETO, A.P.; RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S.M.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2005). Treatment of easily degradable wastewater in a stirred anaerobic sequencing batch biofilm reactor. *Water Research*, v.39, p.2376-2384.

MORAES, E.M.; ADORNO, M.A.T.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. (2000). Determinação de ácidos voláteis totais por cromatografia gasosa em efluentes de reatores anaeróbios tratando resíduos líquidos e sólidos. In: Oficina e Seminário Latinoamericano de digestão anaeróbia, 6., v.2,p.235-238 (*Anais*).

MUYZER G., DE WAAL E. C., UITTERLINDEN A. G. (1993). Profiling of complex microbial populations by denaturing gradient gel electrophoresis analysis of polymerase chain reaction-amplified genes coding for 16S rRNA. *Applied and Environmental Microbiology*, v.59, n.3, p.695-700.

NDON, U.J.; DAGUE, R.R. (1997). Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic sequencing batch reactor treatment of low-strength wastewater. *Water Research*, v.31, n.10, p.2455-66.

OLIVEIRA, R.A. (1997). 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. 2.v. Tese (Doutorado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- ORRA, A.A.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2004). Effects feeding strategies on the performance of na anaerobic discontinuous reactor containing immobilized biomass with circulation system fo liquid-phase mixing. *Water Science and Technology*, v.49, n.11-12, p.303-310.
- PASSIG, F.H.(2005). *Reator anaeróbio híbrido para o tratamento de esgoto sanitário*. São Carlos, 155p. Tese (Doutorado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PINHO, S.C.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2004). Influence of the agitation rate on the treatment of partially soluble wastewater in anaerobic sequencing batch biofilm reactor. *Water Research*, v.38, p.4117-4124.
- PINHO, S.C.; CUBAS, S.A.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2005a). Influence of bioparticle size on the degradation of partially soluble wastewater in an anaerobic sequencing batch biofilm reactor (ASBBR). *Process Biochemistry*, v.40, p.3206-3212.
- PINHO, S.C.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2005b). Feasibility of treating partially soluble wastewater in anaerobic sequencing batch biofilm reactor (ASBBR) with mechanical stirring. *Bioresource Technology*, v.96, p.517-519.
- PINHO, S.C.; FERNANDES, B.S.; RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S.M.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2005c). Feasibility of treating swine manure in na anaerobic sequencing batch biofilm reactor with mechanical stirring. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, v.120, p.109-120.
- RAMOS, A.C.T.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; ZAIAT, M. (2003). Mass Transfer improvement fo a fixed-bed anaerobic sequencing batch reactor with liquid-phase circulation. *Interciência*, v.28, n.4, p.214-9.
- RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; CAMARGO, E.F.M.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. (2000). Feasibility of a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass for wastewater treatment. *Bioresource Technology*, v.75, p.127-32.
- RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; CAMARGO, E.F.M.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. (2001). Influence of agitation rate on the performance of a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass. *Water Science and Technology*, v.44, n.4, p.305-412.
- RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; ZAIAT, M. (2003a). Operating feasibiity of anaerobic whey treatment in a stirred sequencing batch reactor containing immobilized biomass. *Water Science and Technology*, v.48, p.179-186.
- RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; CAMARGO, E.F.M.; RIBEIRO, R; ZAIAT, M. (2003b). Effect fo feeding strategy on a stirred anaerobic sequencing fed-batch reactor containing immobilized biomass. *Bioresource Technology*, v.90, p.199-205.
- REYES III, F.L.; DAGUE, R.R. (1995). Effects of initial seed concentration on the startup of the anaerobic sequencing batch reactor. In: PURDUE INDUSTRIAL WASTE CONFERENCE PROCEEDINGS, 50, 1995, Chelsea, Michigan. *Anais...* Chelsea, Michigan, Ann Arbor Press. p.439-459.

- RIBEIRO, R. (2001). *Influência do tipo de substrato na dinâmica de formação do biofilme em matrizes de espuma de poliuretano*. São Carlos. 193p. Dissertação (mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. (1986). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. *Journal Water Pollution Control Federation*, v. 58, p.406-411.
- RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S.M.; CAMARGO, E.F.M.; ZAIAT, M. (2003a). Influence of agitation rate on the performance of an anaerobic sequencing batch reactor containing granulated biomass treating low-strength wastewater. *Advances in Environmental Research*, v.7, p.405-410.
- RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S.M.; ZAIAT, M. (2003b). Fed-batch and batch operating mode analysis of a stirred anaerobic sequencing reactor with self-immobilized biomass treating low-strength wastewater. *Journal of Environmental Management*, v.69, p. 193-200.
- SARTI, A.; GARCIA, M.L.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. (2002). Avaliação do desempenho do reator anaeróbio em batelada com biomassa imobilizada no tratamento de esgoto sanitário. In: LATINOAMERICAN WORKSHOP AND SYMPOSIUM OF ANAEROBIC DIGESTION, 7., 2002, Mérida, México. *Anais...* Mérida México. p.111-114.
- SARTI, A. (2004). *Desempenho de reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais em escala piloto no tratamento de esgoto sanitário*. 155p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- SARTI, A.; SAKAMOTO, I.K.; VARESCHE, M.B.A.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. (2006a). Tratamento de esgoto sanitário utilizando reatores anaeróbios operados em batelada sequenciais (escala piloto). *Engenharia Sanitária Ambiental*, v.11, n.1, p.73-82.
- SARTI, A.; POZZI, E.; CHINALIA, F. A.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. (2006b). The Performance of an Anaerobic Sequencing Batch Biofilm Reactor Treating Domestic Sewage Colonized by Anaerobic Phototrophic Bacteria. *Chemosphere*, v.62, n.9, p.1437-1443.
- SCHMIDELL, W.; LIMA, U.A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W. (2001). *Biotecnologia Industrial, v.II – Engenharia Bioquímica*. São Paulo: Edgard Blücher, p.164-171.
- SCHMIT, C.G.; DAGUE, R.R. (1993). Anaerobic sequencing batch reactor treatment of swine wastes at 20°C, 25°C, and 35°C. In: PURDUE INDUSTRIAL WASTE CONFERENCE PROCEEDINGS, 48., 1993, Chelsea, Michigan. *Anais...* Chelsea, Michigan, Ann Arbor Press. p.541-549.
- SHIZAS, I.; BAGLEY, D.M. (2002). Improving anaerobic sequencing batch reactor performance by modifying operational parameters. *Water Research*, v.36, p.363-7.
- SILVA, A.J. (1999). *Remoção de sulfato de água residuária industrial utilizando reator anaeróbio de leito fixo*. Tese (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- SILVA, A.J.; HIRASAWA, J.S.; VARESCHE, M.B.A.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2006). Evaluation of support materials for the immobilization of sulfate-reducing bacteria and methanogenic archaea. *Anaerobe London*, v.12, n.2, p.93-98.

SIMAN, R.R.; BORGES, A.C.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. (2004). Influence of organic loading on an anaerobic sequencing biofilm reactor (ASBBR) as a function of cycle period and wastewater concentration. *Journal Environmental Management*, v.72, p.241-247.

SPEECE, R.E. (1996). *Anaerobic biotechnology for industrial wastewater*. Nashville, Archae Press.

STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1998). 19th Ed., American public Health Association / American Water Works Association / Water Environment Federation, Washington, DC, USA.

STEIL, L; CALIJURI, M.C.; VAZOLLER, R.F. (2005). Specific methanogenic activity test as a tool to microbial characteristics assessment in sewage anaerobic stabilization pond sludge. In: International Meeting on Environmental Biotechnology and Engineering, 1., 2004, Cidade do México, México. *Anais...* Cidade do México, México. p.11

SUNG, S.; DAGUE, R.R. (1995). Laboratory studies on the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Environment Research*, v.67, n.3, p.294-301, May/Jun.

TIMUR, H.; ÖZTURK, I. (1999). Anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate. *Water Research*, v.33, n.15, p.3225-30.

TOMMASO, G.; VARESCHE, M.B.; ZAIAT, M.; VAZOLLER, R.F.; FORESTI, E. (2002). Morphological observation and microbial population dynamics in anaerobic polyurethane foam biofilm degrading gelatin. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v.19, n.3, p.287-292.

TRIOLA, M. *Introdução à estatística. 7a. Edição*. Rio de Janeiro: LTC, 1999. 410p.

VAZOLLER, R.F. (1989). Microbiologia de lodos ativados. Manuais da Secretaria do Meio Ambiente. São paulo: CETESB, 23p.

VELA, F.J. (2006). *Tratamento de esgoto sanitário em reator anaeróbiooperado em bateladas seqüenciais e periodicamente aerado*. 158p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

VERONEZ, R.G.; ORRA, A.A.; RIBEIRO, R.; ZAIAT, M.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, A.J.D. (2002). Modification of granule characteristics in ASBR and UASB reactors treating low-strength wastewater. In: TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA, 7., Mérida, 2002. *Anais*. Yucatán, México, p.51-54.

WELPER, L.L.; SUNG,S.; DAGUE, R.R. (1997). Laboratory studies on the temperature-phased ASBR system. *Water Science and Technology*, v.36, n.2-3, p.295-302.

WIRTZ, R.A.; DAGUE, R.R. (1997). Laboratory studies on enhancement of granulation in the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, v.36, n.4, p.279-86.

ZAIAT, M.; CABRAL, A.K.A.; FORESTI, E. (1994). Reator anaeróbio horizontal de leito fixo para tratamento de águas residuárias: concepção e avaliação preliminar de desempenho. *Revista Brasileira de Engenharia – Caderno de Engenharia Química*, v.11, n.2, p.33-42.

ZAIAT, M.; RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S.M.; CAMARGO, E.F.M.; BORZANI, W. (2001). Anaerobic sequencing batch reactors for wastewater treatment: a developing technology. *Applied Microbiol Biotechnol*, v.55, p.29-35.

ZHANG, H.; SEKIGUCHI, Y.; HANADA, S.; HUGENHOLTZ, P.; KIM, H.; KAMAGATA, Y.; NAKAMURA, K. (2003). *Gemmatimonas auratiaca* gen. Nov., sp. Nov., a gram-negative, aerobic, polyphosphate-accumulating micro-organism, the first cultured representative of the new bacterial phylum gemmatimonadetes phy. Nov. *Inter. J. Of Systematic and Evolutionary Microbiology* 53: 1155-1163.

ZHANG, R.; YIN, Y.; SUNG, S.; DAGUE, R.R. (1997). Anaerobic treatment fo swine waste by the anaerobic sequencing batch reactor. In: PURDUE INDUSTRIAL WASTE CONFERENCE PROCEEDINGS, 51.,1997, Chelsea, Michigan. *Anais...* Chelsea, Michigan, Ann Arbor Press. p.315-320.

9. Anexo A: Desafios encontrados

Durante toda a operação do reator ASBBR no tratamento de esgoto sanitário, todos os objetivos propostos na pesquisa foram cumpridos. No entanto, é considerado normal em uma pesquisa científica dessa natureza encontrar alguns desafios a serem vencidos. Dentre eles destaca-se principalmente a grande variabilidade das características da água residuária, principalmente influenciado pelos recessos escolares da USP e pelos despejos de indústrias locais e a quebra do cesto de inox, que confinava o material suporte no interior do reator.

Nos meses de dezembro de 2004, janeiro, fevereiro e julho de 2005 houve períodos de paralisação das atividades do Restaurante Universitário devido às férias. Além disso, o aporte de carga orgânica estritamente sanitária também diminuiu, visto que os alojamentos que hospedam os estudantes permaneceram praticamente vazios durante esse período. Isso acarretou na queda dos valores de concentração de matéria orgânica e sólidos ao sistema.

Outro fato marcou o mês de julho. Foi a quebra do cesto de confinamento do material suporte. Após a realização do último perfil para velocidade ascensional de $7,64 \text{ m.h}^{-1}$ em 18 de julho de 2005, foi observado no momento em que foi retirado uma espuma para exames microbiológicos, que uma das hastes de sustentação do cesto estava solta. Além disso, muitas espumas estavam flutuando no interior do reator. Isto provocou entupimento da bomba de recirculação. Devido a estes problemas e a instabilidade do sistema após o rompimento do cesto, optou-se por parar a operação do reator até que o cesto fosse concertado para confinar o material suporte.

A causa provável do rompimento do cesto foi a corrosão do mesmo provocada pelo cisalhamento entre a arruela que sustentava o parafuso rosqueável da haste e a tampa e o fundo do cesto.

Foi solicitada a construção de outro cesto com outro fornecedor. Entre a interrupção do reator e a volta a operação decorreu aproximadamente um mês e meio.

Para a colocação do novo cesto no interior do reator foram necessárias algumas medidas para proteger a biomassa aderida ao material suporte, como:

- O reator foi operado manualmente com enchimento e descarga até o nível das espumas, a fim de manter a biomassa ativa;

- Todo o material suporte foi retirado manualmente e ensacado por um curto período (aproximadamente 4 horas) entre a retirada do cesto quebrado e a colocação do novo.
- O material suporte com a biomassa aderida foi recolocado no interior do novo cesto e imediatamente o reator voltou à operação. Dando início assim a nova etapa de operação em batelada alimentada no dia 25 de agosto de 2005.

10. Anexo B: Gráficos do monitoramento dos parâmetros físico-químicos do reator ASBBR submetido de diferentes velocidades ascensionais – medidos como vazão de recirculação de 1, 3, 6 e 8 m³.h⁻¹

Figura 10.1 – Monitoramento da temperatura ambiente e interna do ASBBR no decorrer dos ciclos. Legenda: (□) temperatura ambiente máxima, (*) temperatura ambiente mínima, (●) temperatura do líquido afluente ao ASBBR, (■) temperatura líquido efluente ao ASBBR, (—) temperatura ambiente média e (----) temperatura média do líquido

Figura 10.2 – Monitoramento do pH no decorrer dos ciclos. Legenda: (□) pH afluente ao ASBBR, (●) pH efluente ao ASBBR

Figura 10.3 – Monitoramento da concentração de alcalinidade a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), afluentes e efluentes, no decorrer dos ciclos. Legenda: (*) AB afluente, (●) AB efluente, (□) AVT afluente e (■) AVT efluente

Figura 10.4 – Monitoramento da concentração de matéria orgânica afluente e efluente, medida como DQO total e filtrada, no decorrer dos ciclos. Legenda: (□) DQO afluente total, (■) DQO efluente total, (●) DQO afluente filtrada, (*) DQO efluente filtrada

Figura 10.5 – Monitoramento da concentração de sólidos totais (ST). Legenda: (□) ST afluente e (■) ST efluente

Figura 10.6 – Monitoramento da concentração de sólidos totais voláteis (STV). Legenda: (□) STV afluente e (■) STV efluente

Figura 10.7 – Monitoramento da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV). Legenda: (□) SSV afluente e (■) SSV efluente

11. Anexo C: Gráficos do monitoramento dos parâmetros físico-químicos do reator ASBBR submetido de diferentes tempo de alimentação – Batelada alimentada de 2 e 4 horas

Figura 11.1 – Monitoramento da temperatura ambiente e interna do ASBBR no decorrer dos ciclos de batelada alimentada. Legenda: (□) temperatura ambiente máxima, (*) temperatura ambiente mínima, (●) temperatura do líquido afluente ao ASBBR (■) temperatura líquido efluente ao ASBBR

Figura 11.2 – Monitoramento do pH no decorrer dos ciclos. Legenda: (□) pH afluente ao ASBBR, (●) pH efluente ao ASBBR

Figura 11.3 – Monitoramento da concentração de alcalinidade a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), afluentes e efluentes, no decorrer dos ciclos. Legenda: (*) AB afluente, (●) AB efluente, (□) AVT afluente e (■) AVT efluente

Figura 11.4 – Monitoramento da concentração de matéria orgânica afluente e efluente, medida como DQO total e filtrada, no decorrer dos ciclos. Legenda: (□) DQO afluente total, (■) DQO efluente total, (●) DQO afluente filtrada, (*) DQO efluente filtrada

Figura 11.5 – Monitoramento da concentração de sólidos totais (ST). Legenda: (□) ST afluente e (■) ST efluente

Figura 11.6 – Monitoramento da concentração de sólidos totais voláteis (STV). Legenda: (□) STV afluente e (■) STV efluente

Figura 11.7 – Monitoramento da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV). Legenda: (□) SSV afluyente e (■) SSV efluente