

Bruna Luckmann Saratt

**AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE REATORES ANAERÓBIOS
OPERADOS EM BATELADAS SEQUÊNCIAIS EM ESCALA
PILOTO APLICADOS AO TRATAMENTO DE ESGOTO
SANITÁRIO**

Monografia apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, como um dos pré-requisitos à obtenção do Título de Engenheiro Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues

São Carlos, SP
2006

AUTORIZO A REPRODUÇÃO E DIVULGAÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

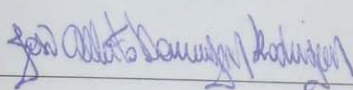
Ficha catalográfica preparada pela seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca – EESC/USP

S243a	<p>Saratt, Bruna Luckmann Avaliação do desempenho de reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais em escala pilot aplicado ao tratamento de esgoto sanitário / Bruna Luckmann Saratt; orientados José Alberto Domingues Rodrigues. – São Carlos, 2006.</p> <p>1. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental) – Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo.</p> <p>Reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais. 2. ASBBR. 3. ASBR. 4. Reatores anaeróbios – influência da agitação. 5. Reatores anaeróbios – sistemas combinados. 6. Remoção de matéria orgânica. I. Título</p>
-------	---

FOLHA DE APROVAÇÃO

Candidata: Bruna Luckmann Saratt

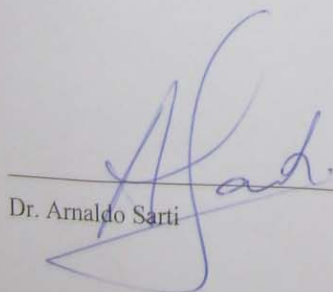
Monografia defendida e aprovada em: 14/12/2006 pela Comissão Julgadora:



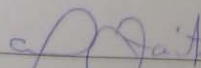
Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues (Orientador)



Prof. Dr. Marcelo Zaiat



Dr. Arnaldo Sarti



Prof. Dr. Marcelo Zaiat

Coordenador da Disciplina SHS-0342- Trabalho de Graduação

*Dedico este trabalho à
minha família, em especial
aos meus pais, Milton e
Rose, pelo exemplo que eles
me dão diariamente como
pessoas, pais e
profissionais.*

AGRADECIMENTOS

A Deus, acima de tudo, pela minha vida e todas as oportunidades que me foram dadas.

Ao Luciano Farias de Novaes, a quem não tenho palavras para agradecer pela co-orientação e ajuda na elaboração deste trabalho, pela oportunidade, empenho e carinho durante a pesquisa.

Ao professor José Alberto, pela orientação e apoio na realização deste trabalho.

Ao professor Marcelo Zaiat pelas oportunidades oferecidas, orientação no decorrer dos trabalhos e por ter despertado em mim o interesse à pesquisa.

A Larissa Nogueira Olmo, por toda a paciência e dedicação em me ensinar com perfeição os primeiros passos necessários para uma boa pesquisa.

Ao Francisco José Vela, pela oportunidade, auxílio e pelo eterno bom humor durante a pesquisa.

Aos profissionais e colegas do Laboratório de Processos Biológicos pela cooperação e auxílio no decorrer do trabalho.

À minha família, por todo o amor, apoio e confiança em mim depositada durante todos os momentos da minha vida.

A todos os amigos de graduação pela convivência, amizade e carinho, em especial a aqueles que se tornaram uma família para mim durante esses anos.

À FAPESP pelas bolsas concedidas e pelo apoio financeiro.

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

RESUMO

Dentre os processos biológicos de tratamento de águas residuárias, o anaeróbio tem se desenvolvido de forma consistente nos últimos anos, com destaque especial para o Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Seqüenciais (ASBR - Anaerobic Sequencing Batch Reactor). Entretanto, ainda há a necessidade de pesquisas mais aprofundadas sobre o sistema visando à ampliação de escala e ao desenvolvimento de configurações mais eficientes de tratamento e que representem algum avanço em direção a processos mais sustentáveis. Neste sentido, este trabalho avaliou o comportamento da estabilidade e da eficiência de dois reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais, em escala piloto e com agitação mecânica, como unidade de tratamento das águas residuárias geradas no *Campus* da Universidade de São Paulo em São Carlos. Um dos reatores contém biomassa imobilizada em espuma de poliuretano e o outro é operado com biomassa suspensa ou auto-imobilizada, sem utilização de suporte inerte. O trabalho foi subdividido em etapas, no intuito de se avaliar a influência da intensidade de agitação e a eficiência da composição do sistema anaeróbio-aeróbio, com o foco na remoção de nutrientes, principalmente nitrogênio, além da remoção de matéria orgânica.

Os resultados obtidos permitiram concluir que: o aumento da intensidade de agitação nos reatores minimizou o efeito de transferência de massa na fase líquida, resultando no aumento da velocidade de remoção de matéria orgânica. Entretanto, para o reator com lodo granulado, ocorreu uma desestabilização do sistema, quando utilizado a maior intensidade de agitação avaliada (80 rpm), provavelmente por causa da ruptura dos grânulos provocada pela maior agitação. Os resultados obtidos na operação combinada anaeróbia/aeróbia mostraram uma desestabilização do sistema e baixas eficiências de remoções de matéria orgânica e nitrogênio, não sendo, portanto, adequada para o sistema.

Palavras-chaves: Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Seqüenciais, ASBBR, ASBR, influência da agitação, sistema combinado, remoção de matéria orgânica.

SUMÁRIO

AGRADECIMENTOS	v
RESUMO.....	vi
SUMÁRIO.....	vii
LISTA DE FIGURAS	ix
LISTA DE TABELAS.....	xii
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	3
2.1. Objetivo Geral	3
2.2. Objetivos Específicos	3
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
3.1. Reatores Anaeróbios Operados em Bateladas Seqüenciais (ASBR).....	4
3.2. Formas de Imobilização da Biomassa no ASBR.....	7
3.2.1. Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Seqüenciais com Leito Fixo (ASBBR)	8
3.3. Variáveis de Influência no Desempenho do ASBR.....	9
3.3.1. Agitação.....	9
3.3.1.1. <i>Intensidade de Agitação</i>	11
3.3.1.2. <i>Impelidores</i>	13
3.4. Tratamento Combinado Anaeróbio/Aeróbio	14
3.5. Remoção de Nutrientes.....	15
3.5.1. Remoção Biológica do Nitrogênio	15
3.6. Considerações Finais	19
4. MATERIAL E MÉTODOS.....	20
4.1. Descrição Geral dos Experimentos.....	20
4.2. Configuração do Reator.....	22
4.2.1. Configuração 1	22
4.2.2. Configuração 2	24
4.3. Inóculo.....	26
4.4. Água Residuária	27
4.5. Métodos Analíticos.....	27
4.5.1. Análises Físico-Químicas	27
4.5.2. Exames Microbiológicos	28
4.5.3 Determinação do Número mais Provável.....	29
4.6. Operação dos Reatores (Etapas Operacionais).....	29
4.6.1. Fase 1 - Operação do Reator sob Condição Anaeróbia (Configuração 1).....	30
4.6.2.Fase 2–Operação do Reator sob Condição Anaeróbia-Aeróbia (Configuração 1)	30
4.6.3. Fase 3 – Operação do Reator sob Condição Anaeróbia (Configuração 2).....	32
4.7. Avaliação Cinética.....	34

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	35
5.1. Partida dos Reatores na Condição Anaeróbia.....	35
5.1.1. Fase 1 (configuração 1)	35
5.1.2. Fase 2 (configuração 1)	35
5.1.3. Fase 3 (configuração 2)	35
5.1.3.1. <i>Ciclo das 11h 30min às 19h 30min</i>	35
5.1.3.2. <i>Ciclo das 19h 30min às 03h 30min</i>	37
5.1.3.3. <i>Ciclo das 03h 30min às 11h 30min</i>	38
5.1.4. Perda do sistema devido ao lançamento de material tóxico na rede	42
5.2. Influência da agitação no desempenho dos reatores.....	43
5.2.1. Fase 1 (configuração 1)	43
5.2.1.1. <i>Análise Microbiológica</i>	52
5.2.2. Fase 3 (configuração 2)	57
5.3. Fase 2 - Operação Anaeróbia/Aeróbia.....	63
5.3.1. Aspectos Gerais do Monitoramento dos Reatores – ASBBR e ASBR	63
5.3.2. Análise Microbiológica	73
5.3.3. Avaliação Cinética.....	79
6. CONCLUSÕES.....	82
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	83
ANEXO A	89

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1: Etapas de operação do reator operado em bateladas seqüenciais.....	5
Figura 4.1: Reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais com biomassa granulada (a) e com biomassa imobilizada (b) utilizados no estudo.....	20
Figura 4.2: Configuração 1 dos reatores ASBR (a) e ASBBR (b).....	23
Figura 4.3: Configuração 2 dos reatores ASBR (a) e ASBBR (b). [Notação: (1) Sistema de agitação mecânica com motor de rotação variável e impelidor, (2) Válvula de descarga, (3) Válvula de alimentação, (4) Dreno (ladrão), (5) Biogás, (6) Cesto contendo biomassa imobilizada].	25
Figura 4.4: Cesto compartimentado com meio suporte espuma de poliuretano para imobilização da biomassa na Configuração 2.	25
Figura 4.5: Tubo de seção quadrada utilizado para o ensaio de sedimentação.....	33
Figura 5.1: Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta afluente e efluente nos reatores ASBR e ASBBR, correspondente ao ciclo de 03h 30min às 11 h 30 min, ao longo de dois meses de operação.....	40
Figura 5.2: Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada afluente e efluente nos reatores ASBR e ASBBR, correspondente ao ciclo de 03 h 30min às 11 h 30 min, ao longo de dois meses de operação.....	40
Figura 5.3: Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta do efluente e do afluente do ASBR e do ASBBR, tanto o afluente como o efluente de ambos reatores no horário 03h30min, ao longo de dois meses de operação.	41
Figura 5.4: Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada afluente e efluente nos reatores ASBR e ASBBR, no horário 03h30min, ao longo de dois meses de operação.....	42
Figura 5.5: Velocidades de reação normalizadas em função do tempo para as rotações de 5 e 50 rpm no ASBBR.	45
Figura 5.6: Velocidades de reação normalizadas em função do tempo para as rotações de 5 e 25 rpm no ASBR.....	45
Figura 5.7: DQO _{BRUTA} afluente e efluente e DQO _{FILTRADA} efluente no reator ASBBR.....	47
Figura 5.8: DQO _{BRUTA} afluente e efluente e DQO _{FILTRADA} efluente no reator ASBR.	47
Figura 5.9: Eficiências de remoção de DQO _{BRUTA} no reator ASBBR.	48
Figura 5.10: Eficiências de remoção de DQO _{BRUTA} no reator ASBR.	48
Figura 5.11: Alcalinidade, afluente e efluente, no reator ASBBR.....	49
Figura 5.12. Alcalinidade, afluente e efluente, no reator ASBR.....	49
Figura 5.13. Concentração de ácidos voláteis, afluente e efluente, no reator ASBBR.	50
Figura 5.14. Concentração de ácidos voláteis, afluente e efluente, no reator ASBR.	50
Figura 5.15: SST e SSV, afluente e efluente, no reator ASBBR.	51
Figura 5.16: SST e SSV, afluente e efluente, no reator ASBR.....	52
Figura 5.17: Espécies microbianas observadas no ASBBR no 2º. dia de operação. a) células semelhantes à <i>Methanosarcina</i> ; b) células semelhantes a bacilos fototróficos anoxigênicos; c) bacilos de bordas arredondadas; d) células semelhantes à <i>Methanosaeta</i> agrupadas com fototróficas e bacilo com bordas arredondadas.	53
Figura 5.18: Espécies microbianas observadas no ASBBR no 90º. dia de operação. a) células semelhantes à <i>Methanosarcina</i> ; b) células semelhantes a fototróficas anoxigênicas; c) fototróficas; d) células semelhantes à <i>Methanosaeta</i>	54
Figura 5.19: Espécies microbianas observadas no ASBR no 2º. dia de operação. a) células semelhantes à <i>Methanosaeta</i> ; b) bacilos com diversas dimensões delgados e curvos; c) bacilos de borda delgados, bordas arredondadas ovaladas, com inclusões.	55

Figura 5.20: Espécies microbianas observadas no ASBR no 90º. dia de operação. a) células semelhantes à <i>Methanosaeta</i> ; b) células semelhantes à <i>Methanosarcina</i> ; c) células semelhantes à <i>Methanosarcina</i> (fluorescis); d) bacilos delgados e bordas arredondadas.	56
Figura 5.21: Concentração de matéria orgânica (em DQO) bruta (a) e filtrada (b) para o efluente e afluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições de 40 e 80 rpm.	60
Figura 5.22: Concentração de matéria orgânica (em DQO) bruta (a) e filtrada (b) para o efluente e afluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de 40 e 80 rpm.	60
Figura 5.23: Alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBR (a) e ASBBR (b).	61
Figura 5.24: Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO _{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de intensidade de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b).	61
Figura 5.25: Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO _{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de intensidade de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b).	62
Figura 5.26: DQO _{BRUTA} afluente e efluente e DQO _{FILTRADA} no reator ASBBR. Fase II – lodo anaeróbico. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP.	65
Figura 5.27: DQO _{BRUTA} afluente e efluente e DQO _{FILTRADA} no reator ASBR. Fase II – lodo anaeróbico. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP. Fase IV – lodo aeróbio/Faber Castell.	66
Figura 5.28: Eficiência de remoção de DQO _{BRUTA} no reator ASBBR. Fase II – lodo anaeróbico. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP.	66
Figura 5.29: Eficiência de remoção de DQO _{BRUTA} no reator ASBR. Fase II – lodo anaeróbico. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP. Fase IV – lodo aeróbio/Faber Castell.	67
Figura 5.30: Alcalinidade, afluente e efluente, no reator ASBBR. Fase II – lodo anaeróbico. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP.	68
Figura 5.31: Alcalinidade, afluente e efluente, no reator ASBR. Fase II – lodo anaeróbico. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP. Fase IV – lodo aeróbio/Faber Castell.	68
Figura 5.32: Concentrações de ácidos voláteis, afluente e efluente, no reator ASBBR. Fase II – lodo anaeróbico. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP.	69
Figura 5.33: Concentrações de ácidos voláteis, afluente e efluente, no reator ASBR. Fase II – lodo anaeróbico. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP. Fase IV – lodo aeróbio/Faber Castell.	69
Figura 5.34: Variação da concentração de sólidos suspensos no afluente e efluente do reator ASBBR. Fase II – lodo anaeróbico. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP.	70
Figura 5.35: Variação da concentração de sólidos suspensos no afluente e efluente do reator ASBR. Fase II – lodo anaeróbico. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP. Fase IV – lodo aeróbio/Faber Castell.	70
Figura 5.36: Perfil de oxigênio dissolvido no reator ASBBR, com ciclo de 8 horas.	71
Figura 5.37: Perfil de oxigênio dissolvido no reator ASBR, com ciclo de 8 horas.	72
Figura 5.38: Perfil de oxigênio dissolvido no reator ASBBR, com ciclo de 12 horas.	72
Figura 5.39: Perfil de oxigênio dissolvido no reator ASBR, com ciclo de 12 horas.	73
Figura 5.40: Espécies microbianas observadas no reator ASBBR na 2ª. fase de operação (271º. dia). a) aglomerado de cocos; b) células semelhantes à bactérias fototróficas anoxigênicas; c) células semelhantes à <i>Methanosaeta</i>	75
Figura 5.41: Espécies microbianas observadas no reator ASBBR na 2ª. fase de operação (318º. dia). a) células semelhantes à <i>Methanosaeta</i> (células íntegras); b)	

células semelhantes à <i>Methanosaeta</i> (ausência de integridade das células); c) células semelhantes a bactérias fototróficas anoxigênicas.	76
Figura 5.42: Espécies microbianas observadas no reator ASBBR na 2 ^a . fase de operação (363 ^o . dia). a) arranjo de cocobacilos semelhantes a fototróficas anoxigênicas; b) células semelhantes a fototróficas anoxigênicas.	76
Figura 5.43: Espécies microbianas observadas no reator ASBR na 2 ^a . fase de operação (271 ^o . dia). a) bacilos diversos; b) víbrio.....	77
Figura 5.44: Espécies microbianas observadas no reator ASBR na 2 ^a . fase de operação (318 ^o . dia). a) células semelhantes a <i>Methanosaeta</i> ; b) cadeia de bacilos.	77
Figura 5.45: Espécies microbianas observadas no reator ASBR na 2 ^a . fase de operação (363 ^o . dia). a) filamentos com inclusões semelhantes a <i>Beggiatoa</i> ; b) espirilos.....	77
Figura 5.46: Velocidade normalizada de utilização de substrato em função do tempo para o reator ASBBR.....	80

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1: Resumo das fases de operação dos reatores.	21
Tabela 4.2: Características construtivas dos reatores ASBBR e ASBR na Configuração 1.	22
Tabela 4.3: Parâmetros de construção dos impelidores na Configuração 1.	24
Tabela 4.4: Características construtivas dos reatores ASBBR e ASBR na Configuração 2.	24
Tabela 4.5: Parâmetros de construção dos impelidores na Configuração 2.	26
Tabela 4.6: Resumo das etapas operacionais.	29
Tabela 4.7: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 1.	30
Tabela 4.8: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.1.	31
Tabela 4.9: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.1.1.	31
Tabela 4.10: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.2.	32
Tabela 4.11: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 3.	33
Tabela 5.1: Valores médios (17 amostras) das variáveis monitoradas na operação (partida) dos reatores no ciclo das 11 h 30min às 19 h 30min.	36
Tabela 5.2: Valores médios (17 amostras) das variáveis monitoradas na operação (partida) dos reatores no ciclo das 19 h 30min às 03 h 30min.	37
Tabela 5.3: Valores médios (17 amostras) das variáveis monitoradas na operação (partida) dos reatores no ciclo das 03 h 30min às 11 h 30min.	39
Tabela 5.4: Concentração de substrato na fase líquida (C_s) em função do tempo do experimento para diferentes agitações aplicadas.	43
Tabela 5.5: Parâmetros cinéticos aparentes da expressão cinética de primeira ordem e concentração residual em função do tempo e coeficientes de correlação.	44
Tabela 5.6: Valores das velocidades de reação normalizada em função do tempo para as rotações de 5 e 50 rpm no ASBBR, e de 5 e 25 rpm no ASBR.	44
Tabela 5.7: Valores médios das variáveis monitoradas na operação da primeira fase.. (configuração 1).	46
Tabela 5.8: Caracterização morfológicas das células aderidas à espuma de poliuretano, amostradas no 2º. e 90º. dia de operação do reator ASBBR.	56
Tabela 5.9: Caracterização morfológicas das células aderidas à espuma de poliuretano, amostradas no 2º. e 90º. dia de operação do reator ASBR.	57
Tabela 5.10: Valores médios (9 amostras) das variáveis monitoradas na operação com rotação 40 rpm.	58
Tabela 5.11: Valores médios (9 amostras) das variáveis monitoradas na operação com rotação 80 rpm.	59
Tabela 5.12: Valores da constante cinética de primeira ordem (k_1^{app}) e da concentração de substrato residual (C_{sr}) ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados.	63
Tabela 5.13: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.1.	64
Tabela 5.14: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.1.1.	64
Tabela 5.15: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.2.	65
Tabela 5.16: NMP de bactérias nitrificantes e desnitrificantes.	73

Tabela 5.17: Caracterização morfológicas das células aderidas à espuma de poliuretano, amostradas nos dias 271°, 318° e 363° de operação do reator ASBBR.	78
Tabela 5.18: Caracterização morfológicas das células aderidas à espuma de poliuretano, amostradas nos dias 271°, 318° e 363° de operação do reator ASBR.	78
Tabela 5.19: Concentração de substrato na fase líquida (C_S) e valores das velocidades normalizadas de utilização de substrato em função do tempo para o ASBBR.	80
Tabela A.1: Monitoramento do ASBBR na primeira etapa de operação.	90
Tabela A.2: Monitoramento do ASBBR na primeira etapa de operação.	90
Tabela A.3: Monitoramento do ASBBR na primeira etapa de operação.	91
Tabela A.4: Monitoramento do ASBR na primeira etapa de operação.	91
Tabela A.5: Monitoramento do ASBR na primeira etapa de operação.	92
Tabela A.6: Monitoramento do ASBR na primeira etapa de operação.	92
Tabela A.7: Monitoramento do ASBBR na segunda etapa de operação.	93
Tabela A.8: Monitoramento do ASBBR na segunda etapa de operação.	94
Tabela A.9: Monitoramento do ASBBR na segunda etapa de operação.	95
Tabela A.10: Monitoramento do ASBR na segunda etapa de operação.	96
Tabela A.11: Monitoramento do ASBR na segunda etapa de operação.	97
Tabela A.12: Monitoramento do ASBR na segunda etapa de operação.	98

1. INTRODUÇÃO

A geração de águas residuárias é um dos inevitáveis produtos da atividade humana e pode ser definida como uma combinação de resíduos líquidos ou transportados pela água, removidos de residências, instituições, estabelecimentos comerciais e industriais.

O tratamento de águas residuárias é responsável por reduzir o conteúdo orgânico carbonáceo e, na maioria dos casos, os nutrientes tais como nitrogênio e fósforo, podendo ser realizado por via físico-química ou biológica, sendo que o processo biológico é em geral escolhido para o tratamento de efluentes urbanos e certos tipos de efluentes industriais, devido ao seu menor custo de funcionamento e sua simplicidade operacional. Dentre esses processos biológicos, o anaeróbio tem se desenvolvido de forma consistente nos últimos anos, inclusive no Brasil, devido ao baixo custo energético e baixa produção de lodo em excesso, quando comparado com os processos aeróbios, com destaque em especial para o Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Seqüenciais (ASBR - Anaerobic Sequencing Batch Reactor). Esse desenvolvimento tem permitido a proposição de novas configurações de reatores anaeróbios, tendo em vista sistemas de tratamento mais eficientes e que representem avanço em direção a sustentabilidade.

O trabalho foi subdividido em três etapas, no intuito de se avaliar a influência da intensidade de agitação e a eficiência da composição do sistema anaeróbio-aeróbio, com o foco na remoção de nutrientes, principalmente nitrogênio, além da remoção de matéria orgânica. Foram avaliadas, também, as características microbiológicas do lodo desenvolvido no reator.

Vale destacar que este trabalho de pesquisa está relacionado ao Projeto de Iniciação Científica “Tratamento de Esgoto Sanitário em Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Seqüenciais Periodicamente Aerado” (Processo FAPESP n° 04/14828-1), vinculado ao Projeto de Doutorado de Francisco José Vela e ao Projeto Temático “Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias” (Processo FAPESP n° 2001/05489-0), e ao Projeto de Iniciação Científica “Estudo da Influência da Agitação e do Tipo de Impelidor Sobre o Desempenho de um ASBR em Escala Piloto Aplicado ao Tratamento de Esgoto Sanitário” (Processo FAPESP n° 06/50528-8), vinculado ao Projeto de Doutorado de

Luciano Farias de Novaes (Processo FAPESP nº 04/11241-0) e ao Projeto Temático “Desenvolvimento de Sistemas Combinados de Tratamento de Águas Residuárias Visando à Remoção de Poluentes e à Recuperação de Energia e de Produtos dos Ciclos de Carbono, Nitrogênio e Enxofre” (Processo FAPESP nº 05/51702-9).

2. OBJETIVOS

2.1. Objetivo Geral

O objetivo principal deste trabalho foi à avaliação de desempenho de reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais, em escala piloto (1,20 m³), com agitação mecânica e em duas configurações: biomassa granulada (ASBR) e biomassa imobilizada em espuma de poliuretano (ASBBR), aplicadas ao tratamento de esgoto doméstico.

2.2. Objetivos Específicos

Os objetivos específicos do trabalho foram:

- Avaliação da influência da intensidade de agitação sobre a estabilidade e a eficiência do reator;
- Avaliação da eficiência de remoção da matéria orgânica e de nitrogênio pela aplicação de aeração de forma a compor um sistema anaeróbio/aeróbio; e
- Comparação do desempenho do sistema com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano com o sistema contendo biomassa granulada.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Reatores Anaeróbios Operados em Bateladas Sequenciais (ASBR)

Os reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais (ASBR) vêm sendo estudados desde o início da década de 90 por grupos de pesquisas (Fernandes et al., 1993; Sung & Dague, 1995; Brito et al., 1997, e Timur & Östürk, 1999) e vem recebendo maior atenção nos últimos anos, a partir dos trabalhos de Dague et al. (1966).

Segundo Dague et al. (1992), o reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais (ASBR) surgiu como alternativa ao reator anaeróbio de contato (reator de mistura completa e alimentação contínua). Nesse sistema com mistura completa, o biogás gerado provoca a flotação da biomassa contida no reator, implicando na presença de um decantador externo para retorno de lodo biológico descartado no efluente.

Embora ainda em estágio de desenvolvimento, o uso do ASBR se revela promissor, uma vez que os resultados têm demonstrado que esse tipo de reator é adequado tanto para o tratamento de águas residuárias de elevada concentração de matéria orgânica (laticínios, suinocultura e chorume) quanto para águas residuárias de baixa concentração (esgoto doméstico) e ainda, para operação em temperaturas mais baixas, pois segundo Dague et al. (1992) a queda da temperatura pode ser compensada com o aumento da concentração da biomassa.

O reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais pode operar como um único reator, com características hidráulicas de fluxo descontínuo e mistura completa, o que permite um bom contato entre esgoto e biomassa, baseado numa seqüência operacional que compreende: (a) alimentação, enchimento com água residuária; (b) reação, tratamento propriamente dito, por meio das bio-transformações dos constituintes do esgoto pelos microrganismos; (c) sedimentação final do lodo biológico, após a finalização das reações; e (d) esvaziamento do tanque, com a retirada do líquido tratado e clarificado. Assim, o tempo de ciclo do reator é o somatório dos tempos de enchimento, de reação, de sedimentação e de esvaziamento. O reator então retorna a fase inicial dando continuidade ao ciclo (Dague et al., 1992).

A Figura 3.1 mostra um esquema operacional de um reator operado em batelada sequencial.

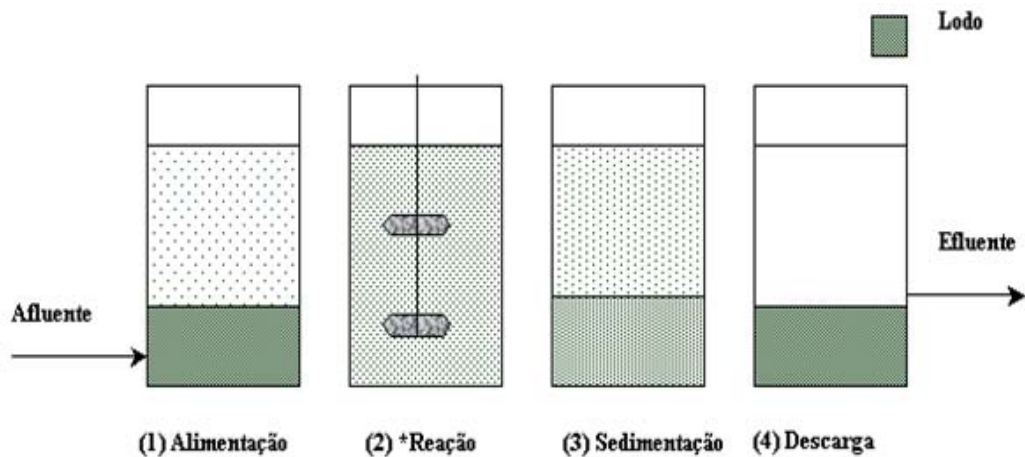


Figura 3.1: Etapas de operação do reator operado em bateladas sequenciais.

A etapa de alimentação envolve a adição de um volume pré-determinado de água residuária no reator, sendo que o tempo de enchimento depende da operação do reator, podendo encher totalmente no início do ciclo ou ter enchimento contínuo (operação denominada de batelada alimentada).

A etapa de reação é a fase mais importante do processo, pois é quando ocorre a conversão da matéria orgânica a biogás. Nesta etapa, a água residuária é misturada por um período de tempo pré-determinado, permitindo um contato mais efetivo entre o substrato e a biomassa. As características (composição e concentração) do aflente, qualidade do efluente que se deseja obter, concentração da biomassa no reator e temperatura da água residuária são os principais parâmetros para a definição do tempo necessário de reação.

Na etapa de sedimentação a mistura é interrompida para permitir a separação da biomassa, sendo que o próprio reator atua como decantador (clarificador). O tempo necessário para clarificação depende das características de sedimentabilidade da biomassa. Angenent & Dague (1995) comentam que este tempo tem de ser baixo o suficiente de modo a promover o arraste pelo efluente da biomassa inativa de baixa sedimentabilidade, e alto o suficiente de maneira a manter a biomassa granular ativa, responsável pela remoção da matéria orgânica no interior do reator. Esta etapa permite que a biomassa fique retida no reator e conseqüentemente continue a sua formação, resultando em maiores tempos de retenção celular e melhorando a eficiência de remoção de matéria orgânica. Segundo Zhang et al. (1996) a biomassa rapidamente sedimentável no reator é continuamente selecionada em todos os ciclos do processo, fazendo com que

os microrganismos mais competitivos sejam mantidos no reator e o desempenho seja otimizado.

A etapa de esvaziamento ocorre após a separação suficiente de sólidos, evitando assim, o arraste de material sólido no efluente. Ocorre, portanto, o descarte do sobrenadante e permanência da manta de lodo no fundo do reator, sendo que o volume descartado é normalmente igual ao volume alimentado na etapa de alimentação. Uma vez completada a etapa de esvaziamento, o reator está pronto para ser alimentado novamente com outra batelada de água residuária, iniciando-se um novo ciclo.

A razão substrato/microrganismos (F/M) no reator afeta a eficiência de floculação da biomassa. Altas concentrações F/M são encontradas logo após a etapa de alimentação e decaem gradativamente até a próxima alimentação, favorecendo a atividade metabólica e aumentando a velocidade de remoção de substrato. No final do ciclo ocorrem baixas concentrações F/M, resultando em baixa produção de gás e condições ideais para a floculação e sedimentação da biomassa. Estas condições alternadas de “alta” e “baixa” concentração de substrato no ASBR são os fatores que proporcionam a elevada velocidade de conversão de substrato para metano, durante a alta concentração de substrato, e eficiente floculação/granulação e sedimentação da biomassa, durante a baixa concentração de substrato (Ndon & Dague, 1994 e Sung & Dague, 1992).

Vale salientar que as diversas características favoráveis dos processos anaeróbios, como o baixo custo de implantação e operação, simplicidade operacional e baixa produção de sólidos, aliadas às condições ambientais no Brasil, onde há predominância de elevadas temperaturas, têm contribuído para a implementação dos sistemas anaeróbios de tratamentos de esgotos em posição de destaque.

O reator anaeróbio operado de modo descontínuo apresenta algumas vantagens em relação ao contínuo: (a) em situações nas quais a disponibilidade do efluente a ser tratado seja intermitente e gradual; (b) quando existe o interesse em manter a concentração do substrato no reator em valores baixos, tanto devido ao efluente possuir elevada matéria orgânica, como devido à presença de alguma substância tóxica na água residuária; ou (c) por alguma restrição operacional inerente ao processo. Nestes casos, a alternativa que pode ser empregada é variar a estratégia de enchimento do reator de modo que a etapa de alimentação tenha um período maior que aquele convencionalmente utilizado, caracterizando a operação em batelada alimentada.

Segundo Zaiat et al. (2001), o desempenho do reator pode ser afetado pela intensidade de agitação, relação entre as concentrações de substrato e de biomassa, característica geométrica do reator e a estratégia de alimentação adotada. Os maiores problemas detectados na operação dos reatores descontínuos estão relacionados a possibilidade de existência de zonas mortas; alto tempo de sedimentação em relação ao tempo de reação; arraste considerável de sólidos na descarga; partida lenta (granulação); poucos estudos sobre agitação; poucos estudos sobre forma de alimentação (descontínua ou descontínua alimentada) e possível inibição devido a flutuações nas concentrações de substratos aplicadas.

3.2. Formas de Imobilização da Biomassa no ASBR

As formas de retenção dos microrganismos no reator ASBR são obtidas por meio da imobilização na forma de agregados (grânulos ou flocos) com boa característica de sedimentação e pela imobilização em suporte inerte formando os biofilmes.

A aplicação de tecnologias que empregam a biomassa granular e aderida (biofilme) estão sendo cada vez mais estudadas, mas parâmetros fundamentais para projeto, otimização e aumento de escala de tais reatores (com biomassa granulada e imobilizada em suporte inerte) são ainda raros na literatura.

A existência de condições favoráveis para a imobilização de biomassa ativa e a sua necessária retenção no reator anaeróbio é um dos mais importantes aspectos que controlam o sucesso e o insucesso de desempenho do tratamento (Kato et al., 1999). Assim, a utilização de reatores contendo biomassa imobilizada é uma alternativa à biotecnologia de processos anaeróbios para tratamento de águas residuárias, sendo essa imobilização decorrente da formação de um biofilme aderido a um material suporte.

As principais vantagens destes reatores em relação aos convencionais (com biomassa granular) são o de eliminar as incertezas quanto à granulação e de propiciar uma operação com elevado tempo de residência celular. Assim, considerando os reatores descontínuos, a utilização de suportes inertes permite uma melhor retenção da biomassa e a eliminação da fase de sedimentação, o que proporciona uma redução no tempo total do ciclo.

3.2.1. Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Seqüenciais com Leito Fixo (ASBBR)

Os reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais com leito fixo (ASBBR) foram propostos com o intuito de controlar a perda de biomassa na etapa de esvaziamento, aumentar o tempo de retenção celular (TRC) e eliminar a etapa de sedimentação, pois nesta configuração a biomassa é imobilizada em um meio suporte no interior do reator.

Para o sucesso deste tipo de reator é de fundamental importância a escolha do tipo de suporte para a imobilização das células, uma vez que é o suporte que determina a capacidade de retenção da biomassa, sendo desejável que a aderência microbiana ocorra de forma rápida, forte e homogênea (Camargo, 2000). O fenômeno de aderência, que depende das características físico-químicas do suporte, é determinante para o desempenho do sistema, sendo que as superfícies porosas e rugosas são mais propícias do que as superfícies lisas, e o tamanho e o número de poros presente no suporte também influenciará no resultado final (Huysman et al., 1983).

Ratusznei et al. (2000) utilizaram espuma de poliuretano (5 mm de aresta) como suporte inerte para biomassa anaeróbia em reator ASBR (2 L) com agitação mecânica para o tratamento de esgoto sintético ($\approx 500 \text{ mgDQO L}^{-1}$). Os resultados obtidos permitiram concluir que a imobilização da biomassa em espuma de poliuretano promoveu boa retenção de sólidos no reator, garantindo desempenho satisfatório na remoção de matéria orgânica (eficiência de 86%), e permitindo a eliminação da etapa de sedimentação, o que reduziu o tempo de operação necessário para o tratamento.

Lapa et al. (2005-a) avaliaram a influência de diferentes materiais suportes no desempenho de um reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais (ASBBR) com volume de 7,6 L, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário. Os meios suportes avaliados foram: espuma de poliuretano, carvão vegetal, pedra pome sintética e polietileno reciclado de baixa densidade. Os autores concluíram que o reator operado com espuma de polietileno foi o que apresentou melhores valores de remoção de matéria orgânica, com eficiência média de 60%, seguido da pedra pome sintética (48%), do carvão vegetal (40%) e do polietileno reciclado de baixa densidade (33%). Também concluíram que a pedra pome sintética não apresenta a estabilidade química necessária para seu uso como material suporte da biomassa em reatores anaeróbios, pois se

verificou a perda contínua de cálcio (constituente importante da pedra pome sintética) do leite, resultando na perda da estabilidade estrutural das matrizes.

Os avanços obtidos com a utilização de reatores em batelada contendo biomassa imobilizada em matrizes de espuma de poliuretano permitem vislumbrar sua aplicação para vários tipos de águas residuárias (Ratusznei et al., 2001; Ratusznei et al., 2003-a; Ratusznei et al., 2003-b; Cubas et al., 2004). Entretanto, estudos mais aprofundados devem ser realizados com a finalidade de avaliar a real aplicabilidade desse tipo de sistema. Dentre os temas mais importantes está à avaliação do comportamento de tais sistemas quando submetidos a diferentes intensidades de agitação e tipos de impelidores, os quais são fatores que interferem significativamente no contato entre microrganismos e substrato.

3.3. Variáveis de Influência no Desempenho do ASBR

Diversas são as variáveis que influenciam no desempenho do ASBR, tais como a intensidade e frequência de agitação do meio reacional, matéria orgânica volumétrica e específica aplicada, tempo de granulação, temperatura, relação tempo de alimentação / tempo de ciclo e diluição inicial do afluente. Dentro dos aspectos tecnológicos e fundamentais, este trabalho está direcionado à avaliação da influência da intensidade de agitação e tipo de impelidor em reator ASBR sendo, portanto, enfatizada a influência destas variáveis no desempenho do reator ASBR nos subitens a seguir.

3.3.1. Agitação

A agitação pode ser definida como o processo que diminui a heterogeneidade de um sistema, sendo considerado um sistema completamente misturado quando a chance de se encontrar um dado componente em um dado local é a mesma em qualquer ponto do tanque (van't Riet & Tranper, 1997).

A agitação é uma variável de extrema importância, especialmente em unidades de larga escala, pois em um biorreator onde ocorrem falhas no processo de mistura podem surgir condições não homogêneas de temperatura e de substrato, o que pode levar a um decréscimo no desempenho do sistema (Vrábel et al., 1998).

De acordo com Ratusznei et al. (2001), a agitação em reatores operados em bateladas seqüenciais durante a etapa de reação melhora os fluxos de transferência de massa, e, portanto, aumenta a velocidade de consumo de substrato. Com isso, pode ser possível a diminuição do tempo total de ciclo. Além do mais, a agitação em reatores operados em bateladas seqüenciais não é somente importante para fornecer ao sistema boas condições de mistura (homogeneização, melhor contato da biomassa com o meio líquido) ou melhorar a transferência de massa, mas também para melhorar a solubilização da matéria orgânica particulada, refletindo no aumento das velocidades globais de conversão (Pinho, 2004).

A agitação do ASBR é realizada normalmente por agitação mecânica ou por reciclo do biogás gerado no processo. No entanto, Brito et al. (1997) afirmam que para o tratamento de águas residuárias de baixa carga, a produção de biogás é insuficiente para promover a turbulência necessária para minimizar a ocorrência de possíveis zonas de estagnação e resistência à transferência de massa.

Ratusznei et al. (2000) foram os primeiros a propor a utilização de agitação contínua, fornecida por agitador magnético, em ASBBR (2,5 L) com biomassa imobilizada em matrizes de espuma de poliuretano. O reator foi alimentado com água residuária sintética (485 mgDQO/L) e operado com velocidade de agitação de 500 rpm e ciclos de operação de 8 h, sendo observadas remoções de DQO maiores que 80%.

Cubas et al. (2001) propuseram uma mudança no tipo de agitação empregado por Ratusznei et al. (2000), utilizando agitador mecânico com impelidor tipo turbina, constituído de seis pás planas, no ASBBR. A biomassa foi imobilizada em matrizes cúbicas de espuma de poliuretano de 0,5 mm de aresta, o tempo de ciclo utilizado foi de 8 horas e a intensidade de agitação variou de 300 a 1100 rpm. Tratando água residuária sintética com DQO média afluenta de 560 mg/L, os autores verificaram a eficiência de remoção média de 78%. Além disto, concluíram que os fenômenos de transferência de massa na fase líquida afetaram sensivelmente o desempenho total do reator e determinaram o tempo de ciclo requerido para fornecer eficiência máxima.

A viabilidade do aumento de escala no reator ASBBR com agitador mecânico foi objeto de estudo de Sarti et al. (2002). Os autores avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio em batelada com presença de biomassa imobilizada em suporte inerte (cubos de espuma de poliuretano) e agitação mecânica (40 rpm) no tratamento de esgoto sanitário. O reator (volume total: 1,2 m³) com capacidade de tratamento de 650 L, foi operado com ciclo total de 8 h, sendo esse ciclo correspondente aos processos de

enchimento (2 h), reação (5 h), descarga (0,5 h) e repouso (0,5 h). Os autores constataram que um curto tempo de partida, aproximadamente 20 dias, aliado ao desempenho por meio dos resultados obtidos, demonstraram potencialidade da utilização de tal configuração no tratamento de águas residuárias complexas, devido aos valores atingidos de baixas concentrações de matéria orgânica efluente e de altas eficiências de remoção de DQO.

Sarti et al. (2005) analisaram o desempenho de quatro reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais em escala piloto ($1,2 \text{ m}^3$) no tratamento de esgoto sanitário. Cada reator apresentava concepções geométricas (relação altura (L)/diâmetro (D)), mecânicas (agitação mecânica ou recirculação de líquido) e tipo de retenção de biomassa diferentes. Três unidades eram do tipo ASBR convencional e outro do tipo ASBBR com suporte inerte de espuma de poliuretano e relação L/D igual a 1,5. Dos reatores ASBR dois tinham como forma de agitação a recirculação de líquido, mas com relação L/D distintas, sendo estas iguais a 1,5 e 3,0. O outro reator ASBR possuía agitação mecânica e relação L/D igual a 1,5. Os autores concluíram que o sistema com meio suporte (ASBBR) apresentou a melhor eficiência no tratamento de esgoto sanitário quando comparado com os outros sistemas avaliados e a agitação mecânica mostrou ser a mais indicada para utilização nos reatores ASBR, pois apresentou melhores eficiências de remoção de DQO quando comparado aos sistemas que continham agitação por recirculação de líquido.

3.3.1.1. Intensidade de Agitação

O aumento da intensidade de agitação melhora os fluxos de transferência de massa, e, portanto, aumenta a velocidade de consumo de substrato. Entretanto, a agitação excessiva pode causar a ruptura dos grânulos, resultando em baixa eficiência de separação de sólidos (Angenent & Dague, 1995). Assim, as investigações da influência da agitação sobre a estabilidade e a eficiência do reator ASBR indicam a existência de um valor ótimo de agitação, abaixo do qual ocorre uma queda na eficiência devido à limitação por transferência de massa, e acima do qual ocorre uma redução na eficiência pela formação excessiva de biomassa dispersa seguida por perda da mesma (Rodrigues et al., 2003-a).

Em relação à energia introduzida no sistema, sua necessidade aumenta de forma diretamente proporcional à intensidade de agitação. Logo, é importante saber a intensidade além da qual não é mais possível melhorar os fluxos de transferência de massa, com a finalidade de se evitar, ao máximo, gastos energéticos desnecessários (Pinho, 2004).

Ratusznei et al. (2001) avaliaram a influência da velocidade de agitação magnética no desempenho do ASBR com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano. Os resultados obtidos pela variação da intensidade de agitação de 0, 50, 100, 200, 350, 500 e 750 rpm permitiram concluir que o aumento da agitação resultou na diminuição da resistência à transferência de massa e, conseqüentemente, no aumento do valor do parâmetro cinético.

Rodrigues et al. (2003-a), ao estudarem as condições de agitação, observaram que o melhoramento no fluxo de transferência de massa está ligado ao contato eficiente entre substrato e biomassa. Os autores estudaram o efeito da velocidade de agitação (0, 25, 50 e 75 rpm) no ASBR (5 L), inoculado com biomassa granulada para tratamento de água residuária sintética de baixa concentração. A agitação foi promovida por agitador mecânico tipo turbina, com seis pás planas verticais. A temperatura foi controlada a 30°C e para ciclos com duração de 8 horas, o reator apresentou boa eficiência quando submetido à agitação de 50 rpm. Concluíram que a agitação tendeu a aumentar a eficiência do reator, permitindo a redução do tempo total de ciclo.

Pinho (2004) avaliou a influência da velocidade de agitação no tratamento de água residuária parcialmente solúvel. Foi utilizado ASBR 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. Os ciclos foram de 8 horas, variando a agitação de 500 a 1.100 rpm. Em 20 dias, o sistema entrou em equilíbrio dinâmico, com eficiência na remoção de substrato de 75%, expresso como DQO. Pode-se concluir que o aumento da agitação 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.

3.3.1.2. *Impelidores*

Os agitadores (impelidores) são escolhidos de maneira a fazer com que o líquido percorra determinados caminhos dentro do recipiente (Brunello & Concone, 1986). O tipo de agitador deve permitir que as velocidades desejadas para vencer a resistência à transferência de massa sejam alcançadas com o gasto mínimo de energia.

Os agitadores são classificados de acordo com o tipo de movimento que imprimem ao fluido em agitação. Assim, têm-se agitadores que provocam um escoamento longitudinal, isto é, em que o líquido percorre um caminho paralelo ao eixo do agitador; agitadores que provocam um escoamento radial, em que o fluido se desloca perpendicularmente à direção do eixo do agitador; e agitadores que provocam um escoamento tangencial ou rotacional, em que atua tangencialmente a um percurso circular em torno do eixo. O caminho percorrido pelo fluido dentro do tanque resulta da variação dessas três componentes de velocidades. Quanto à forma, eles podem ser classificados, de um modo geral, em tipo hélice, tipo palheta e tipo turbina (Brunello & Concone, 1986).

Nos casos em que o eixo está colocado no centro do tanque e perpendicular a seu fundo, o movimento tangencial pode não ser benéfico, pois ele provoca o aparecimento de um vórtice na superfície do líquido e tende a realizar um movimento circulatório estratificado em diversos níveis, impedindo a circulação longitudinal e, portanto, homogeneização do meio. Além do mais, quando existem partículas sólidas, elas entram no movimento circulatório e são lançadas contra a parede do recipiente, de onde, por gravidade, vão se acumular no fundo (Brunello & Concone, 1986).

Os agitadores tipo hélice provocam escoamento longitudinal do fluido e são usados para colocar e manter em suspensão partículas relativamente pesadas. Já os agitadores tipo palheta e turbina produzem movimento radial e tangencial no líquido, sendo que no primeiro não se nota um movimento longitudinal pronunciado, enquanto que no segundo o líquido é empurrado contra as paredes do tanque e, ao se chocar contra estas, divide-se, indo uma parte para cima e outra para baixo (movimento longitudinal) para, em seguida, retornarem em direção ao eixo e novamente para a turbina (Brunello & Concone, 1986).

Pinho (2004) avaliou a influência do tipo de impelidor e da frequência de agitação sobre a degradação anaeróbia de água residuária parcialmente solúvel, em reator anaeróbio em batelada (5,5 L), contendo biomassa imobilizada em espuma de

poliuretano, agitado mecanicamente. Foram empregados quatro tipos de impelidores, sendo estes do tipo: hélice, lâmina plana, lâmina plana inclinada e lâmina curva, com intensidades de agitação variando de 200 a 1100 rpm. Assim, foi constatado que o comportamento dos parâmetros cinéticos aparentes e da concentração residual de substrato foi bem distinto para cada tipo de impelidor, provavelmente devido à interação de diversos fatores que influenciam o comportamento de sistemas sólido-líquido agitados, como: tipo de fluxo hidrodinâmico (longitudinal, radial ou misto), que influencia os processos de transferência de massa e cinéticos; velocidade mínima para suspensão das partículas, que afeta o regime de suspensão; e eficiência de dissolução de particulado.

Damasceno et al. (2004) analisaram dois impelidores (turbina e hélice) em um ASBBR (6,3 L) com espuma de poliuretano, variando as rotações (100 a 500 rpm) no tratamento de soro de queijo, concluindo que a utilização do impelidor do tipo hélice ocasionou maiores eficiências de conversão, possivelmente devido às suas características de fluxo longitudinal, o que proporcionou maior movimentação do líquido através do leito e, conseqüentemente, melhores condições de transferência de massa.

3.4. Tratamento Combinado Anaeróbio/Aeróbio

Muitas vezes os reatores biológicos isoladamente não atendem à totalidade de requisitos para a remoção de todos os constituintes dos esgotos. Daí a necessidade de um arranjo com outras unidades (tratamento combinado) para funções específicas, como por exemplo, a remoção de nutrientes (nitrogênio e fósforo) e organismos patogênicos, que não são removidos de forma satisfatória em um único tipo de reator biológico.

Com vistas à remoção de matéria orgânica e de nutrientes, a combinação de reatores biológicos anaeróbio-aeróbio podem, técnica e economicamente, tornar-se uma opção viável para atender aos padrões de lançamento em corpos receptores ou de possível reutilização da água residuária tratada. Segundo van Haandel & Marais (1999) o sistema combinado anaeróbio-aeróbio tem grande potencial de redução dos custos construtivos e operacionais, uma vez que grande parte do material orgânico afluente é removido no tratamento anaeróbio, reduzindo assim o material orgânico residual que necessitará de oxigenação no sistema aeróbio complementar. Com isto, a oxigenação

será muito menor do que a necessária para o tratamento de esgoto sanitário sem tratamento anaeróbico precedente (diminui custo de energia elétrica).

Muitas são as configurações com reatores combinados passíveis de serem aplicadas. Na prática, no entanto, as pesquisas ainda são recentes e estão em fase de desenvolvimento. Uma das possíveis combinações seria o reator anaeróbico operado em bateladas seqüenciais, aerado de forma intermitente, com todos os processos ocorrendo em um mesmo tanque e de forma cíclica.

Como vantagens da composição do tratamento anaeróbico-aeróbico, vislumbra-se a redução da quantidade de lodo, que no reator anaeróbico é consideravelmente menor que no aeróbico; redução do consumo de energia; maior flexibilidade operacional; maior controle da qualidade do efluente; menor disponibilidade de área e remoção de nutrientes.

3.5. Remoção de Nutrientes

A remoção de nutrientes como nitrogênio e fósforo de águas residuárias é realizada para atender aos padrões de lançamento estabelecidos na legislação, que visam o controle da poluição nos corpos hídricos receptores.

O nitrogênio é o nutriente inorgânico requerido em maiores concentrações para o crescimento dos microrganismos. Em condições anaeróbicas, o nitrogênio nas formas de nitrito e nitrato não se encontra disponível para este crescimento, uma vez que este é reduzido a nitrogênio gás e liberado na atmosfera. A amônia e a porção de nitrogênio orgânico liberado durante a degradação são as principais fontes de nitrogênio utilizadas pelos microrganismos.

3.5.1. Remoção Biológica do Nitrogênio

A presença de compostos de nitrogênio confere à água características indesejáveis para o consumo humano. A amônia, em sua forma não ionizada (NH_3), é tóxica para organismos vivos em concentrações tão baixas quanto 0,5 mg/L. A oxidação da amônia a nitrato acarreta o consumo do oxigênio dissolvido presente no corpo d'água, podendo provocar a morte de todos os organismos aeróbios presentes.

O nitrogênio é um nutriente essencial para o desenvolvimento de plantas aquáticas, sendo que o aumento da sua concentração pode acarretar o florescimento desses organismos, provocando o fenômeno da eutrofização. Como resultado, o ambiente sofrerá alterações nas concentrações de oxigênio, de dióxido de carbono e pH, prejudiciais ao seu equilíbrio e diminuindo sua diversidade. Assim, a remoção de nutrientes pode ser essencial para a preservação da qualidade da água dos corpos receptores.

As reações envolvidas diretamente na remoção de nitrogênio, ou seja, na sua transformação da forma orgânica até a forma molecular (N_2), são: amonificação, nitrificação e desnitrificação.

Processo de Amonificação

O nitrogênio presente no esgoto doméstico encontra-se predominantemente nas formas orgânica (proteínas, aminoácidos e uréia) e amoniacal. A amonificação é o processo de conversão do nitrogênio orgânico, através de enzimas catalisadoras, em nitrogênio amoniacal, que pode estar presente nas formas ionizada, íon amônio ($N-NH_4^+$), ou na forma de amônia ($N-NH_3$). Este mecanismo permite a remoção do nitrogênio através da hidrólise dos aminoácidos, os quais são quebrados para produção do nitrogênio amoniacal ou diretamente incorporados na biomassa bacteriana (Whichard, 2001).

Processo de nitrificação

A nitrificação é a oxidação biológica do nitrogênio amoniacal a nitrato com nitrito como intermediário. Esse processo é realizado principalmente, por dois grupos de bactérias estritamente aeróbias e quimioautotróficas. As bactérias do gênero *Nitrossomonas* oxidam o íon amônio a nitrito no processo denominado nitritação e, posteriormente, o nitrito é oxidado a nitrato (nitratação) pelas bactérias do gênero *Nitrobacter*. As bactérias autotróficas nitrificantes utilizam CO_2 como fonte de carbono para biossíntese celular.

O processo de nitrificação pode ser influenciado por fatores ambientais, tais como pH, alcalinidade, concentração de nitrogênio amoniacal, de oxigênio dissolvido e de matéria orgânica, temperatura e compostos inibidores (Barnes & Bliss, 1983). O

entendimento desses fatores e o estabelecimento das condições ótimas de operação são fundamentais para a efetiva oxidação de nitrogênio amoniacal a nitrato e posteriormente a desnitrificação.

Processo de desnitrificação

A desnitrificação é a oxidação biológica do nitrato para formas mais reduzidas como o nitrogênio molecular (N_2), o óxido nitroso (N_2O) e o óxido nítrico (NO). Esse processo é realizado na ausência de oxigênio por organismos facultativos que utilizam o nitrato como aceptor de elétrons (Metcalf & Eddy, 1991). Dois tipos de sistemas enzimáticos estão envolvidos na redução do nitrato: o assimilatório e o dissimilatório. A redução assimilatória ocorre quando o nitrato é a única forma de nitrogênio presente, sendo convertido a nitrogênio amoniacal para utilização na biossíntese celular. Na redução dissimilatória ocorre a formação de nitrogênio gasoso a partir da redução do nitrato; esse processo resulta na desnitrificação da água residuária.

Fonte de carbono é necessária para fornecer a energia requerida para a desnitrificação. Esse requerimento pode ser alcançado através de fontes internas de carbono (águas residuárias ou material celular, por exemplo) ou através de fontes externas de carbono (metanol ou etanol, por exemplo). O processo de desnitrificação pode ser influenciado por fatores ambientais, tais como temperatura, pH, concentração de oxigênio dissolvido, presença de matéria orgânica carbonácea, presença de bactérias facultativas, concentração de nitrato e compostos inibidores (Barnes & Bliss, 1983). Um dos produtos gerados durante o processo de desnitrificação é a alcalinidade, o que resulta em elevação no valor do pH e possível tamponamento do meio. O pH ótimo para desnitrificação encontra-se na faixa de 6,5 a 8,0 (USEPA, 1993).

Oliveira e Blundi (2003) avaliaram o desempenho de reatores operados em bateladas seqüenciais, na remoção de matéria orgânica e nitrogênio de esgoto sanitário sintético. O sistema era composto por dois reatores dispostos em série: um aeróbio (SBR), responsável pela remoção de DQO e nitrificação e outro anaeróbio (ASBR), responsável pela desnitrificação. Este arranjo alcançou eficiência na remoção de DQO, nitrificação e desnitrificação da ordem de 95%, 99% e 99%, respectivamente.

Callado (2001) realizou estudos em três reatores operados em bateladas seqüenciais, em escala de laboratório, sendo dois anaeróbios (ASBR) e um aeróbio (SBR), com esgoto sanitário sintético, com tempo de ciclo de 24 h, 12 h e 6 h, e que

tratavam 8,0 L/batelada cada um. O arranjo estudado, ASBR/SBR/ASBR, apresentou eficiências globais superiores a 85% nas remoções de DQO e nitrogênio, em todos os ciclos estudados.

A manutenção de concentrações de oxigênio dissolvido no meio líquido é requisito essencial para o crescimento das bactérias responsáveis pelo processo de nitrificação. Em reator em batelada seqüencial anaeróbio-aeróbio, para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de esgoto sanitário, Münch et al. (1996) observaram que para a concentração de cerca de 0,5 mg/L de oxigênio dissolvido foi estabelecida a nitrificação/desnitrificação simultânea no sistema.

Estudos demonstraram a viabilidade do uso de reatores em bateladas seqüenciais na remoção de matéria orgânica e de nutrientes. Iamamoto (2005) avaliou um reator operado em bateladas seqüenciais com biomassa suspensa, submetido a ciclos anóxico/aeróbio de 2 h cada, tratando água residuária sintética com concentração de N-amoniaco de 125 e de 250 mg/L. Essa estratégia de operação com vários semi-ciclos alternados, anóxico/aeróbio, possibilitou o controle do pH, com controle da inibição por amônia livre. Em concentração de N-amoniaco de 125 mg/L obteve-se eficiência de remoção de 87% de N, obtendo-se nitrato como principal produto da nitrificação. Em concentração de 250 mg/L obteve-se eficiência de remoção de N de 84%, com predominância de nitrito como principal produto da nitrificação e ocorrência de nitrificação e desnitrificação simultâneas durante os dois primeiros ciclos aerados. Nessa concentração, o consumo de amônia e produção de nitrito e nitrato nos dois primeiros ciclos anóxico/aeróbio parecem ter sido retardados pelo longo período anóxico anterior, concentração inicial de amônia livre e oxigênio dissolvido no reator, mas não afetaram a eficiência do reator, pois os processos de nitrificação e desnitrificação ocorreram normalmente nos outros três ciclos posteriores.

Canto et al. (2005) estudou a remoção de nitrogênio com nitrificação/desnitrificação em etapa única em ASBBR com recirculação da fase líquida, verificando a influência de três fontes exógenas de carbono como doadores de elétrons no processo de remoção de nitrogênio amoniaco de uma água residuária sintética. Para tanto, foi utilizado um reator operado em bateladas seqüenciais, com recirculação da fase líquida e contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano. As fontes exógenas testadas foram: etanol, acetato de sódio e a própria água residuária sintética, a qual possui composição próxima a do esgoto doméstico. Observou-se que os três sistemas apresentaram eficiências de remoção de nitrogênio amoniaco elevadas e os

resultados mostraram duas vantagens ao se utilizar fontes de carbono do próprio esgoto como doadoras de elétrons durante a etapa de desnitrificação: redução dos custos operacionais, uma vez que não será necessário adquirir compostos orgânicos sintéticos, e do volume de esgoto a ser tratado na etapa de remoção da matéria orgânica carbonácea.

3.6. Considerações Finais

As informações reunidas e expostas no item Revisão Bibliográfica permitem afirmar que os reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais (ASBR) mostram-se altamente promissores no tratamento de águas residuárias. No entanto, ainda faltam estudos objetivando analisar mais profundamente os aspectos fundamentais nestes tipos de reatores em maiores escalas, como por exemplo as condições de transferência de massa, as quais estão diretamente relacionadas com as condições de mistura no reator.

Também foi possível evidenciar que alguns estudos demonstraram a viabilidade do uso de ASBRs na remoção de nutrientes (especificamente, nitrogênio). Assim, este trabalho partiu da premissa de que é possível que o ASBR seja operado de forma anaeróbia e aeróbia em um único tanque, tendo como base o processo anaeróbio para a remoção da maior parte da matéria orgânica e para a amonificação. A nitrificação ocorreria em processo aeróbio posterior, e a desnitrificação em processo ao final do ciclo com suspensão da aeração e, se necessário, com suprimento de matéria orgânica adicional. Porém, o desconhecimento sobre a adaptação da biomassa a ambiente que alterne anaerobiose, aerobiose e anoxia é o maior desafio a ser superado para que se possa viabilizar a lógica operacional proposta neste trabalho.

Assim, com o desenvolvimento deste trabalho pretendeu-se avançar no conhecimento sobre a influência da agitação no desempenho dos ASBRs e sobre os processos biológicos combinados em unidades únicas, contribuindo para a apresentação de alternativas que viabilize o menor custo para o tratamento de esgoto sanitário.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Descrição Geral dos Experimentos

No experimento foram utilizados dois reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais com agitação mecânica construídos em polietileno e montados nas seguintes configurações: (a) um reator com biomassa granulada (ASBR) e (b) um reator com biomassa imobilizada (ASBBR). Na Figura 4.1 são apresentadas fotografias dos reatores utilizados no estudo.

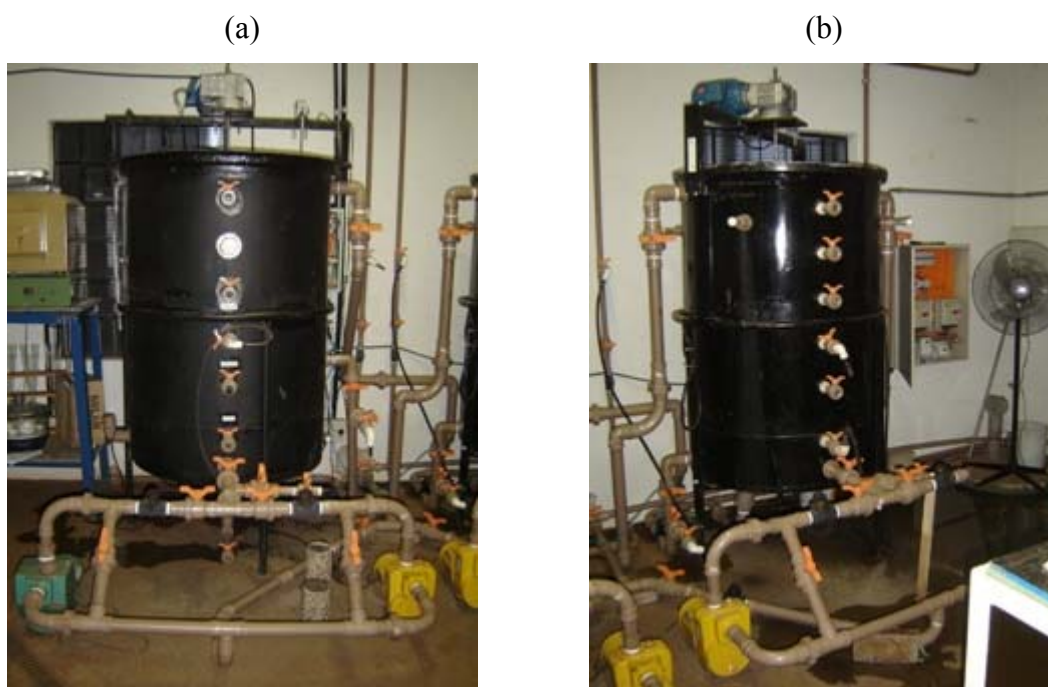


Figura 4.1: Reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais com biomassa granulada (a) e com biomassa imobilizada (b) utilizados no estudo.

Ao longo do desenvolvimento do trabalho alguns parâmetros de projeto (altura da válvula de entrada e saída, dimensão do cesto de retenção da biomassa, altura do impelidor em relação à base do reator, tempo de sedimentação do lodo, etc.) dos reatores foram alterados, sendo, portanto adotado neste trabalho duas configurações, denominadas Configuração 1 e Configuração 2, as quais serão descritas nos itens 4.2.1 e 4.2.2, respectivamente.

Na Fase 1 do estudo, os reatores foram operados sob condições anaeróbias e com a Configuração 1 (item 4.2.1), com o intuito de avaliar a influência da agitação na remoção de matéria orgânica, retenção de sólidos e velocidades de remoção de matéria orgânica.

Na Fase 2 do estudo, os reatores foram operados sob condições anaeróbias e aeróbias e com a Configuração 1 (item 4.2.1). Foram avaliados os desempenhos globais dos reatores periodicamente aerados na remoção de matéria orgânica, a retenção de sólidos e o processo de remoção de nitrogênio: amonificação, nitrificação e desnitrificação.

Na Fase 3 do estudo, os reatores foram operados sob condições anaeróbias e com a Configuração 2 (item 4.2.2), com o intuito de avaliar a influência da agitação na remoção de matéria orgânica, retenção de sólidos e velocidades de remoção de matéria orgânica.

Na Tabela 4.1 verifica-se o resumo das fases de operação dos reatores.

Tabela 4.1: Resumo das fases de operação dos reatores.

	Condição	Configuração	Avaliação
Fase 1	Anaeróbia	1	influência da agitação na remoção de matéria orgânica, retenção de sólidos e velocidades de remoção de matéria orgânica.
Fase 2	Anaeróbia e Aeróbia	1	desempenhos globais dos reatores periodicamente aerados na remoção de matéria orgânica, a retenção de sólidos e o processo de remoção de nitrogênio: amonificação, nitrificação e desnitrificação.
Fase 3	Anaeróbia	2	influência da agitação na remoção de matéria orgânica, retenção de sólidos e velocidades de remoção de matéria orgânica.

Assim, as Fases 1 e 3 do trabalho contemplam o estudo da influência da agitação sobre a estabilidade e a eficiência do reator sob condição anaeróbia no tratamento de

esgoto sanitário, enquanto que a Fase 2 tem como objetivo avaliar a eficiência de remoção da matéria orgânica e de nitrogênio, pela aplicação de aeração, de forma a compor um sistema anaeróbio/aeróbio.

4.2. Configuração do Reator

4.2.1. Configuração 1

Na Tabela 4.2 e na Figura 4.2 são apresentadas as características construtivas dos reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais quando operados na Configuração 1.

Tabela 4.2: Características construtivas dos reatores ASBBR e ASBR na Configuração 1.

Configuração	ASBBR	ASBR
Volume total (m ³)	1,20	1,20
Volume útil (m ³)	1,04	1,06
Volume de lodo (m ³)		0,41
Volume de agitação (m ³)	0,41	
Volume do suporte inerte (m ³)	0,62	
Volume de líquido (m ³)	0,65	0,65
Volume de gás (m ³)	0,085	0,14
Altura (m)	1,50	1,50
Diâmetro (m)	1,00	1,00

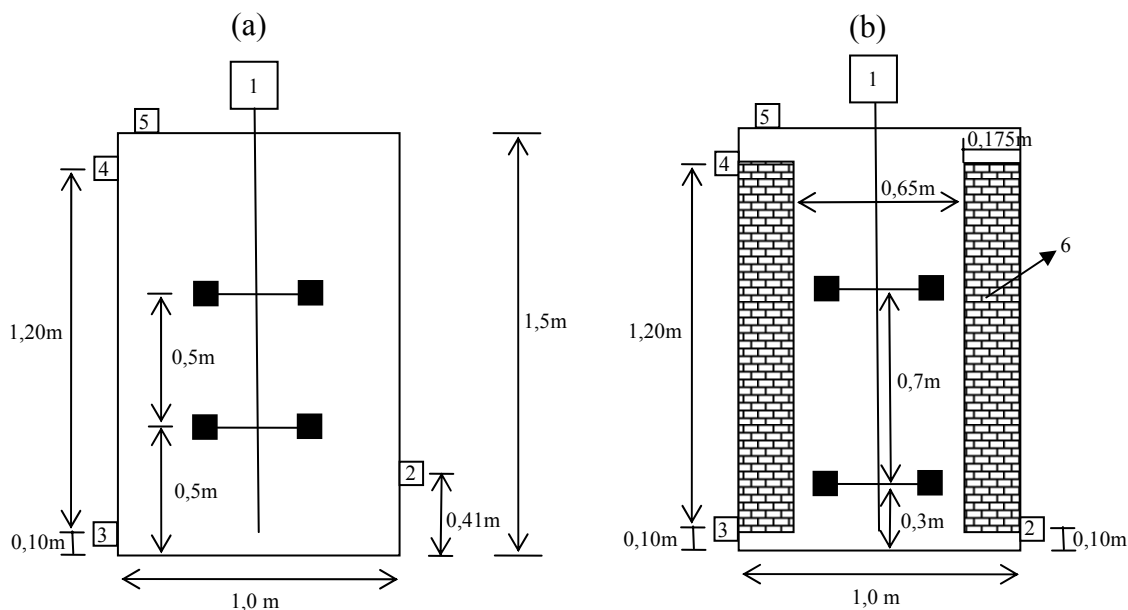


Figura 4.2: Configuração 1 dos reatores ASBR (a) e ASBBR (b).

[Notação: (1) Sistema de agitação mecânica com motor de rotação variável e impelidor, (2) Válvula de descarga, (3) Válvula de alimentação, (4) Dreno (ladrão), (5) Biogás, (6) Cesto contendo biomassa imobilizada].

No ASBBR as biopartículas foram confinadas em um cesto cilíndrico (altura 1,20 m, sem compartimentação), composto de tela inox 304 perfurada (1,5 cm), alocado ao redor da barra de agitação e com uma folga de 16 cm da parede do cesto em relação ao impelidor. O suporte utilizado para imobilização da biomassa foi espuma de poliuretano (cubos de 5 cm de aresta) com densidade de 23 kg m^{-3} .

Os reatores foram alimentados com esgoto sanitário, através de uma caixa de fibro-cimento, com tela para separação de sólidos, instalada junto ao tanque “pulmão” da estação de tratamento do *Campus* da EESC-USP. O efluente do reator era descarregado por gravidade e descartado junto à rede de coleta e afastamento de esgoto. Para realizar a agitação, foi instalado um motoredutor de 110 rpm com eixo vertical e impelidores para promover a mistura do licor misto e inversor de frequência para viabilizar o controle das rotações requeridas. No interior do reator, foram instaladas bóias elétricas para controle de nível.

O impelidor utilizado nos dois reatores foi do tipo turbina com 6 lâminas planas, sendo instalados dois impelidores por reator. Na Tabela 4.3 são apresentados os parâmetros de construção do impelidor utilizado. A altura do impelidor em relação ao fundo do reator não foi a mesma para os dois reatores, conforme pôde ser evidenciado na Figura 4.2.

Tabela 4.3: Parâmetros de construção dos impelidores na Configuração 1.

Tipo de Impelidor	Li/Di	hi/Di	Dr/Di	n° lâminas	Diâmetro (cm)
Turbina plana	0,25	0,20	3	6	33

Sendo: Li = largura da lâmina do impelidor; Di = diâmetro do impelidor;
hi = altura da lâmina do impelidor; Dr = diâmetro do reator.

Para realizar a aeração, foi instalado na base de cada reator difusor alimentado por compressor de ar. Na instalação de fornecimento de ar foram montadas válvulas solenóides para liberar a passagem de ar nos períodos de aeração, controlador de pressão e medidor de vazão.

A complexidade do projeto dificultava a operação manual dos reatores. Portanto, o sistema foi automatizado por meio de um Controlador Lógico Programável (CLP), o qual, de forma temporal (minutos), controlava a operação de abertura e fechamento de válvulas na alimentação, descarte do efluente e, ainda, a atuação da agitação e aeração.

4.2.2. Configuração 2

Na Tabela 4.4 e na Figura 4.3 são apresentadas as características construtivas dos reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais quando operados na Configuração 2.

Tabela 4.4: Características construtivas dos reatores ASBBR e ASBR na Configuração 2.

Configuração	ASBBR	ASBR
Volume total (m ³)	1,18	1,18
Volume útil (m ³)	1,02	1,02
Volume de lodo (m ³)		0,35
Volume de agitação (m ³)	0,65	
Volume do suporte inerte (m ³)	0,79	
Volume de líquido (m ³)	0,65	0,65
Volume de gás (m ³)	0,16	0,16
Altura (m)	1,50	1,50
Diâmetro (m)	1,00	1,00

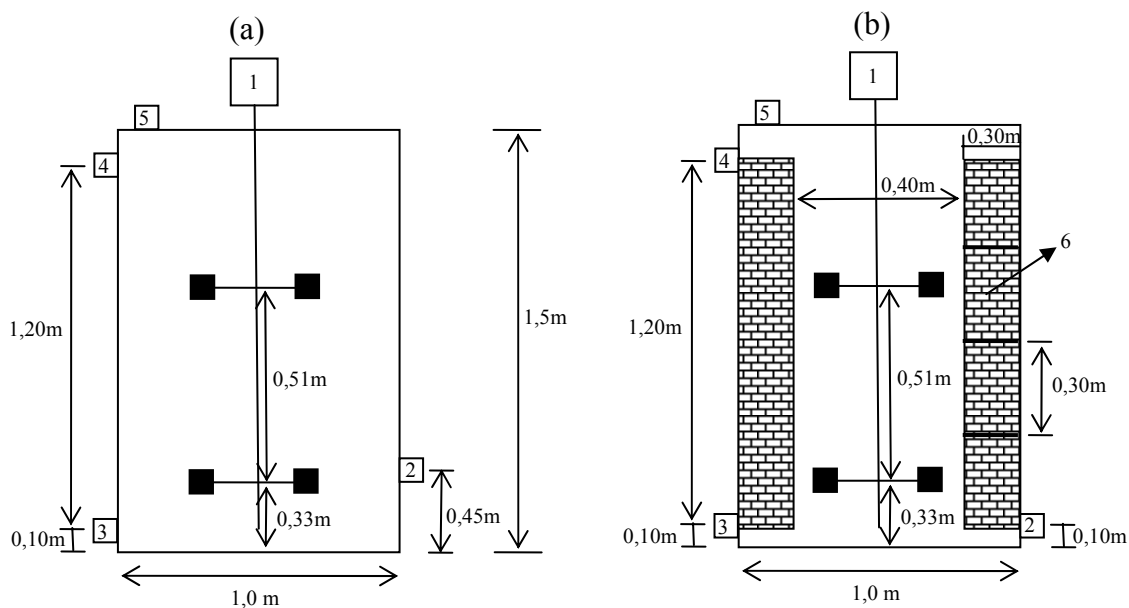


Figura 4.3: Configuração 2 dos reatores ASBR (a) e ASBBR (b). [Notação: (1) Sistema de agitação mecânica com motor de rotação variável e impelidor, (2) Válvula de descarga, (3) Válvula de alimentação, (4) Dreno (ladrão), (5) Biogás, (6) Cesto contendo biomassa imobilizada].

No ASBBR, as biopartículas foram confinadas em um cesto cilíndrico (altura 1,20 m), confeccionado com chapa de inox 304 perfurada tipo moeda (abertura de 1,5 cm), alocado ao redor da barra de agitação e com uma folga de 3,5 cm da parede do cesto em relação ao impelidor. O cesto foi compartimentado em 4 estágios de 30 cm de altura (Figura 4.4), para evitar a compactação do meio suporte. O suporte utilizado para imobilização da biomassa foi espuma de poliuretano (cubos de 5 cm de aresta) com densidade de 23 kg m^{-3} .



Figura 4.4: Cesto compartimentado com meio suporte espuma de poliuretano para imobilização da biomassa na Configuração 2.

A alimentação dos reatores foi feita utilizando-se bombas centrífugas (tipo auto-escorvantes de rotor aberto, marca Jacuzzi, modelo 5JL15-1/2CV). Estas bombas são, segundo o fabricante, ideais para o bombeamento de líquidos sujos, por possuírem rotor aberto de fácil ajuste e à prova de obstrução. A descarga foi feita por gravidade, na lateral inferior do reator, com utilização de válvula solenóide.

Foi instalado um motoredutor com capacidade de 250 rpm com eixo vertical e impelidores para promover a mistura do licor misto, além de um inversor de frequência para viabilizar o controle das rotações requeridas. No interior do reator, foram instaladas bóias físicas para controle de nível.

Os impelidores utilizados foram: (i) turbina com seis lâminas planas retas; e (ii) turbina com seis lâminas inclinadas (45°). Foram instalados dois impelidores do mesmo tipo em cada um dos reatores. No desenvolvimento deste trabalho o impelidor utilizado no reator ASBR foi do tipo turbina plana e no ASBBR foi do tipo turbina inclinada. Os parâmetros de construção dos dois tipos de impelidores são apresentados na Tabela 4.5.

Tabela 4.5: Parâmetros de construção dos impelidores na Configuração 2.

Tipo de Impelidor	Li/Di	hi/Di	Dr/Di	Hi/Di	Dr/Hi	n° lâminas	Diâmetro (cm)
Turbina plana	0,25	0,20	3	1	3	6	33
Turbina inclinada (45°)	0,25	0,20	3	1	3	6	33

Sendo: Li = lagura da lâmina do impelidor; Di = diâmetro do impelidor;

hi = altura da lâmina do impelidor; Dr = diâmetro do reator;

Hi = altura do impelidor em relação ao fundo do reator.

Um sistema de automação constituído por temporizadores foi utilizado para o acionamento e a parada das bombas, válvulas solenóides e sistema de agitação.

4.3. Inóculo

O lodo granular utilizado no ASBR, na primeira fase do estudo, foi inóculo biológico, em um volume de 410 litros, proveniente de reator UASB utilizado em tratamento de águas residuárias de abatedouros de aves (Avícola Dacar – Tietê – SP). Na segunda fase do estudo foi utilizado lodo do sistema de tratamento de esgoto sanitário da cidade de Jaú – SP e, posteriormente, da estação de tratamento de águas

residuárias da empresa Faber-Castell (São Carlos – SP), ambos de lodos ativados operados em bateladas seqüenciais.

No ASBBR, inicialmente (primeira fase do estudo) não foi adicionado inóculo, tendo sido o material colonizado naturalmente pelos microrganismos. Posteriormente, na segunda fase, foi adicionado lodo proveniente do sistema de tratamento de esgoto sanitário da cidade de Jaú – SP.

Na terceira fase do estudo, tanto para o reator ASBR como para o reator ASBBR, foi utilizado inicialmente o lodo proveniente de reator UASB utilizado em tratamento de águas residuárias de abatedouros de aves (Avícola Dacar – Tietê – SP). Porém, no terceiro mês de operação dos reatores ocorreu uma carga tóxica, proveniente de descarte indevido do laboratório de Resíduos da Química, sendo necessário re-inocular o sistema. Assim, o inóculo utilizado foi o lodo proveniente de reator UASB utilizado em tratamento de águas residuárias de esgoto sanitário (ETE-USP/EESC, São Carlos-SP). Vale ressaltar, que tanto as espumas, como o lodo granulado, foram totalmente trocados no momento de transição da segunda para a terceira fase.

4.4. Água Residuária

A água residuária utilizada no estudo foi o esgoto sanitário, proveniente da rede coletora que abrange alguns bairros da cidade de São Carlos e o Campus Universitário da USP em São Carlos.

4.5. Métodos Analíticos

4.5.1. Análises Físico-Químicas

As análises relacionadas às variáveis de processo monitoradas, DQO bruta e filtrada, sólidos totais e em suspensão, fixos e voláteis, série de nitrogênio, foram realizados segundo a APHA – Standart Methods for the Examination of Water and Wastewater (1998). Ácidos voláteis totais, como ácido acético (HAc), foram analisados de acordo com metodologia descrita por Didallo & Albertson (1961) e alcalinidade à

bicarbonato, como carbonato de cálcio (CaCO_3) conforme metodologia descrita por Didallo & Albertson (1961) e modificada por Ripley *et al.* (1986). Na segunda fase do estudo (operação anaeróbia-aeróbia) também foram realizadas análises de nitrogênio total, amoniacal, nitrito e nitrato.

Ao final do experimento, determinou-se a massa de Sólidos Totais (ST) e Sólidos Voláteis Totais (SVT) da biomassa contida em cada reator. Para quantificar a biomassa aderida ao suporte inerte, utilizou-se um cubo de espuma com 5 cm de lado, coletada do reator ASBBR. Esse cubo foi cortado em oito partes e lavado com água destilada para desprender a biomassa aderida, dentro de cinco cápsulas de porcelana de 150 mL, previamente pesadas (P_0), onde a biomassa foi adicionada. Ambas as cápsulas, contendo espumas e biomassa, foram levadas para estufa em temperatura controlada a 105°C , durante 24 horas. As espumas e as cápsulas foram pesadas, P_E e P_1 , respectivamente, e destas tirou-se a média do peso das cinco cápsulas. Posteriormente, as cinco cápsulas foram colocadas na mufla, à temperatura de 550°C , onde permaneceram por 2 horas. Novamente as cápsulas foram pesadas e obteve-se o P_2 . Com estes dados foi possível calcular os valores de ST e SV por grama de espuma através das Equações 4.1 e 4.2:

$$ST = \left[\frac{P_1 - P_0}{P_E} \right] \quad (\text{gST/g}_{\text{espuma}}) \quad (4.1)$$

$$SV = \left[\frac{P_1 - P_2}{P_E} \right] \quad (\text{gSVT/g}_{\text{espuma}}) \quad (4.2)$$

Para quantificar a concentração de sólidos totais e sólidos voláteis no ASBR, foram coletados 100 mL do licor misto e avaliados segundo APHA (1998).

4.5.2. Exames Microbiológicos

Para a caracterização da biomassa anaeróbia presente nos reatores, exames do lodo anaeróbio foram realizados ao longo da operação por microscopia óptica (comum, de contraste de fase e fluorescência). No ASBBR, a espuma de poliuretano foi retirada no ponto intermediário do reator e pressionada para extração do lodo. No ASBR, 100

mL do licor misto foram retirados pela tubulação de saída e agitados com esferas de vidro em frasco sorológico para formação de lodo homogêneo. Posteriormente, ambos os lodos foram colocados entre a lâmina e a lamínula e analisados por meio do microscópio OLIMPUS DX-60 (objetiva 100, ocular 10, zoom 1,25), com as imagens capturadas por câmera (OPTRONICS) acoplada ao software “*Image Pro Plus*” (versão 4.1).

4.5.3 Determinação do Número mais Provável

A metodologia aplicada na determinação do número mais provável foi adaptada por Mendonça (2002), do método proposto por Alexander & Clark (1982). Os meios de cultura utilizados nesta análise são específicos para oxidadoras de amônio e oxidadoras de nitrito, possibilitando o desenvolvimento dos diversos gêneros bacterianos envolvidos em cada um destes grupos. Levando-se em conta que as bactérias *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* são as principais representantes do grupo de oxidadoras de amônio e de oxidadoras de nitrito, respectivamente, foram feitas referências apenas a esses dois gêneros, sem destacar a possibilidade de que outras bactérias poderiam ser quantificadas.

4.6. Operação dos Reatores (Etapas Operacionais)

As Etapas Operacionais dos Reatores estão representadas na Tabela 4.6.

Tabela 4.6: Resumo das etapas operacionais.

	Condição	Configuração	Inóculo	Tempo de Operação
Fase 1	Anaeróbia	1	Lodo Anaeróbio	8 horas
	Fase 2.1		Lodo Anaeróbio	8 horas
Fase 2	Fase 2.1.1 Anaeróbia e	1	Lodo Anaeróbio	12 horas
	Fase 2.2 Aeróbia		Lodo Aeróbio	12 horas
Fase 3	Anaeróbia	2	Lodo Anaeróbio	8 horas

4.6.1. Fase 1 - Operação do Reator sob Condição Anaeróbia (Configuração 1)

Nesta fase, os reatores foram operados em 3 ciclos diários de 8 horas (0,65 m³/ciclo). Antes de iniciar a operação do sistema, foram realizados perfis temporais de degradação da matéria orgânica para diferentes intensidades de agitação com o intuito de se utilizar à agitação que apresentasse melhores resultados. As agitações testadas para o ASBR foram de 5, 25 e 50 rpm e para o ASBBR, de 5, 50 e 100 rpm.

O tempo de operação dos reatores foi dividido em (Tabela 4.7):

Tabela 4.7: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 1.

	ASBR (h)	ASBBR (h)
Enchimento	1	1
Reação com Agitação	4	6
Sedimentação	2	-
Descarga	0,5	0,5
Repouso	0,5	0,5

A fase de repouso oferece a flexibilidade na coordenação da operação simultânea dos dois reatores. Antes do início de operação, adicionou-se ao sistema o material suporte para que houvesse a fixação dos microrganismos no reator ASBBR, durante o período de 1 ano.

4.6.2. Fase 2 – Operação do Reator sob Condição Anaeróbia-Aeróbia (Configuração 1)

Após a estabilização do sistema na primeira fase, os reatores passaram a ser aerados, visando à composição do sistema anaeróbio-aeróbio. Entretanto, esta fase pode ser dividida em duas etapas, sendo a primeira com o lodo proveniente do reator anaeróbio, operado na primeira fase e a segunda, com lodo aeróbio, proveniente do reator de Lodos Ativados.

Fase 2.1

Iniciou a partir do ciclo número 498, empregando o lodo anaeróbio que estava sendo utilizado na primeira fase. O reator foi operado com ciclo total de 8 horas, com a inserção de oxigênio dissolvido (aproximadamente 4mg/L) durante a fase de reação. O tempo de operação dos reatores está representado na Tabela 4.8.

Tabela 4.8: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.1.

	ASBR (h)	ASBBR (h)
Enchimento	1	1
Reação Anaeróbia	2,5	3,5
Reção Aeróbia	1,5	2,5
Sedimentação	2	-
Descarga	0,5	0,5
Repouso	0,5	0,5

Fase 2.1.1

A partir do ciclo número 667 da operação, o tempo de batelada foi alterado para 12 horas. Os tempos de enchimento, descarga e repouso foram mantidos, entretanto, o tempo de reação passou a ser dividido em reação anaeróbia e reação aeróbia. A quantidade de oxigênio dissolvido no sistema foi mantido em aproximadamente 4 mg/L. O tempo de operação dos reatores está representado na Tabela 4.9.

Tabela 4.9: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.1.1.

	ASBR (h)	ASBBR (h)
Enchimento	1	1
Reação Anaeróbia	4	4
Reção Aeróbia	4	6
Sedimentação	2	-
Descarga	0,5	0,5
Repouso	0,5	0,5

Fase 2.2

Iniciou a partir do ciclo número 765 e utilizou um novo inóculo aeróbio proveniente da SANEJ-Jaú-SP. O tempo de ciclo foi mantido em 12 horas e está representado na Tabela 4.10. A quantidade de oxigênio dissolvido no sistema, na fase aeróbia, foi mantido, em 4 mg/L, aproximadamente.

Tabela 4.10: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.2.

	ASBR (h)	ASBBR (h)
Enchimento	1	1
Reação Anaeróbia	4	4
Reção Aeróbia	4	6
Sedimentação	2	-
Descarga	0,5	0,5
Repouso	0,5	0,5

4.6.3. Fase 3 – Operação do Reator sob Condição Anaeróbia (Configuração 2)

Os reatores foram operados à temperatura ambiente em ciclos de 8 horas. No início dos ciclos, os reatores foram alimentados com um volume igual a 0,65 m³ de esgoto sanitário cada um, em um período aproximado de 0,5 hora. Em seguida, iniciou-se a agitação do meio, com rotação fixa, cujos valores serão objetos de estudo (40 rpm e 80 rpm). A descarga também foi realizada em um período aproximado de 0,5 hora, finalizando o ciclo operacional e, em seguida, iniciando-se o novo ciclo.

O período da etapa de reação foi diferente para as duas configurações e estão representados na Tabela 4.11.

Tabela 4.11: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 3.

	ASBR (h)	ASBBR (h)
Enchimento	0,5	0,5
Reação com Agitação	6	7
Sedimentação	1	-
Descarga	0,5	0,5

Verifica-se que o tempo de sedimentação foi reduzido para 1 hora quando comparado com a operação da primeira fase (configuração 1). Este fato é justificado pelo ensaio de sedimentação realizado em um tuboacrílico, no qual foi inserido o líquido misturado (esgoto afluyente e lodo), monitorado visualmente e por análise de sólido na altura de descarte (45 cm) igual ao do reator, sendo concluído que o tempo de 1 hora é o ideal para a sedimentação, pois acima deste valor a biomassa tende a flotar e uma parte dela fica no sobrenadante do meio líquido. Na Figura 4.5 é apresentado o tuboacrílico de seção quadrada no qual foi realizado o ensaio de sedimentação.

**Figura 4.5:** Tubo de seção quadrada utilizado para o ensaio de sedimentação.

4.7. Avaliação Cinética

Aos perfis temporais de remoção de matéria orgânica foram ajustadas expressões, utilizando-se o programa computacional Origin 5.0[®], o que permitiu a obtenção das velocidades globais de consumo de substrato observadas para cada rotação do agitador aplicada. O modelo cinético de primeira ordem, considerando-se a concentração residual de matéria orgânica, foi o que melhor representou os dados, como:

$$C_S = C_{SR} + (C_{S0} + C_{SR}) \cdot e^{-k_1^{app} \cdot t} \quad (4.3)$$

Na equação 4.3, C_S é a concentração de matéria orgânica (expressa como DQO) ao longo do tempo (t); C_{SR} é a concentração residual de matéria orgânica (expressa como DQO); C_{S0} é a concentração inicial de matéria orgânica (expressa como DQO) e k_1 é a constante cinética aparente de primeira ordem.

Com os parâmetros k_1 e C_{SR} ajustados para cada perfil temporal, foi possível avaliar a variação da velocidade de consumo de matéria orgânica (R_S) para cada condição de agitação empregada como:

$$r_S = -\frac{d\left(\frac{C_S}{C_{S0}}\right)}{dt} = k \frac{(C_S - C_{SR})}{C_{S0}} \quad (4.4)$$

A velocidade de consumo de matéria orgânica (r_S) foi normalizada em função de C_{S0} , pois as concentrações iniciais nem sempre eram similares. Dessa forma, foi possível a comparação entre as velocidades de reação.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. Partida dos Reatores na Condição Anaeróbia

5.1.1. Fase 1 (configuração 1)

Nesta etapa não foi necessário adotar procedimentos de partida do reator, pois tanto a biomassa do reator ASBR como a do ASBBR já estavam adaptadas ao esgoto sanitário, uma vez que os grânulos situados no reator ASBR já haviam sido utilizados no trabalho realizado por Sarti (2004) e as espumas foram colocadas no sistema um ano antes do início da operação.

5.1.2. Fase 2 (configuração 1)

Nesta etapa não foram adotados procedimentos de partida do reator, pois tanto a biomassa do reator ASBR como a espumas do ASBBR já estavam adaptadas ao esgoto sanitário, uma vez que foram utilizados na Fase 1 de operação do reator.

5.1.3. Fase 3 (configuração 2)

Nesta fase os reatores foram monitorados durante um período de 60 dias nos três ciclos diários (8 h cada), ou seja, no ciclo das 11h 30min às 19h 30min, no ciclo das 19h 30min às 03h 30min e no ciclo das 03h 30 min às 11h 30min. Na seqüência são apresentados os resultados obtidos para cada intervalo de ciclo analisado.

5.1.3.1. Ciclo das 11h 30min às 19h 30min

Na Tabela 5.1 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas na operação (partida) dos reatores ASBR e ASBBR, na condição de intensidade de

agitação igual a 60 rpm, correspondente ao ciclo das 11 h 30min às 19h 30min. Estes valores médios correspondem aos ensaios realizados durante 60 dias. Assim, verifica-se que o pH efluente de ambos reatores não variaram significativamente, permanecendo dentro da faixa ótima de estabilidade na formação de metano, ou seja, entre 6,0 e 8,0 (Chernicaró, 1996). Também é verificada a produção de alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente, mostrando a estabilidade no sistema, mesmo ocorrendo uma pequena produção de ácido no reator ASBBR.

Tabela 5.1: Valores médios (17 amostras) das variáveis monitoradas na operação (partida) dos reatores no ciclo das 11 h 30min às 19 h 30min.

Parâmetro	Afluente	Efluente ASBR	Efluente ASBBR
pH	7,20 ± 0,70	7,07 ± 0,26	6,80 ± 0,19
DQO _{Bruta} , mg/L	590 ± 196	376 ± 133	362 ± 149
Efic. DQO _{Bruta} (%)		35	38
DQO _{Filtrada} , mg/L	273 ± 92	115 ± 58	197 ± 111
Efic. DQO _{Filtrada} (%)		80	66
Alcalinidade, mgCaCO ₃ /L	120 ± 19	161 ± 30	143 ± 25
Ácidos Voláteis, mgHAc/L	54 ± 15	44 ± 15	72 ± 26
ST, mg/L	744 ± 207	595 ± 129	561 ± 168
SST, mg/L	252 ± 121	186 ± 118	142 ± 68
SSV, mg/L	221 ± 114	166 ± 111	130 ± 60

Quanto à DQO afluente, verifica-se que esta apresenta um desvio padrão considerável, mostrando que ocorre uma variação expressiva da concentração de matéria orgânica do esgoto sanitário durante o período de operação. Esta matéria orgânica está diretamente correlacionada com a presença de sólidos no afluente, sendo constatados valores altos de sólidos no sistema. Constata-se que, mesmo após o tratamento, a concentração de sólidos no efluente continuou alta, sendo observado que o sistema com biomassa imobilizada em suporte inerte apresentou melhor capacidade de retenção de sólidos totais quando comparado com o sistema com biomassa granular.

Ainda comparando os dois reatores, verifica-se que o reator ASBR apresentou pior eficiência de remoção de matéria orgânica bruta (35%), quando comparado com o reator ASBBR (38%). Porém, este comportamento se inverte quando se trata da

eficiência de remoção da matéria orgânica filtrada, sendo evidenciado eficiências médias de 80% para o reator ASBR e de 66% para o reator ASBBR.

5.1.3.2. Ciclo das 19h 30min às 03h 30min

Na Tabela 5.2 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas na operação (partida) dos reatores ASBR e ASBBR, na condição de intensidade de agitação igual a 60 rpm, correspondente ao ciclo das 19 h 30min às 03h 30min. Estes valores médios correspondem aos ensaios realizados durante 60 dias.

Tabela 5.2: Valores médios (17 amostras) das variáveis monitoradas na operação (partida) dos reatores no ciclo das 19 h 30min às 03 h 30min.

Parâmetro	Afluente	Efluente ASBR	Efluente ASBBR
pH	7,05 ± 0,18	7,03 ± 0,32	6,79 ± 0,27
DQO _{Bruta} , mg/L	518 ± 205	413 ± 179	296 ± 95
Efic. DQO _{Bruta} (%)		24	40
DQO _{Filtrada} , mg/L	253 ± 116	119 ± 49	191 ± 94
Efic. DQO _{Filtrada} (%)		77	63
Alcalinidade, mgCaCO ₃ /L	115 ± 26	159 ± 24	133 ± 39
Ácidos Voláteis, mgHAc/L	51 ± 15	43 ± 20	72 ± 31
ST, mg/L	642 ± 152	574 ± 115	508 ± 146
SST, mg/L	163 ± 67	198 ± 133	113 ± 73
SSV, mg/L	145 ± 52	181 ± 124	100 ± 64

Verifica-se na Tabela 5.2, que o pH efluente de ambos reatores não variaram significativamente, permanecendo dentro da faixa ótima de estabilidade na formação de metano, ou seja, entre 6,0 e 8,0 (Chernicharo, 1996). Também é verificada a produção de alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente, mostrando a estabilidade no sistema, mesmo ocorrendo uma pequena produção de ácidos no reator ASBBR.

Quanto à presença de sólidos, constata-se que mesmo após o tratamento a concentração de sólidos no efluente continuou alta, sendo observado que o sistema com biomassa imobilizada em material suporte apresentou melhor capacidade de retenção de sólidos totais, quando comparado com o sistema com biomassa granular.

Ainda, comparando os dois reatores, verifica-se que o reator ASBR apresentou pior eficiência de remoção de matéria orgânica bruta (24%), quando comparado com o reator ASBBR (40%). Porém, este comportamento se inverte quando se trata da eficiência de remoção da matéria orgânica filtrada, sendo observadas eficiências médias de 77% para o reator ASBR e de 63% para o reator ASBBR.

Portanto, observa-se que os efluentes dos reatores nos ciclos de 11 h 30min às 19h 30min e de 19 h 30min às 03h 30min apresentaram comportamentos similares, pois o afluente em ambos os ciclos são semelhantes, tanto nas suas características físicas como nas químicas.

5.1.3.3. Ciclo das 03h 30min às 11h 30min

Na Tabela 5.3 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas na operação (partida) dos reatores ASBR e ASBBR, na condição de intensidade de agitação igual a 60 rpm, correspondente ao ciclo das 03 h 30min às 11h 30min. Estes valores médios correspondem aos ensaios realizados durante 60 dias.

Verifica-se na Tabela 5.3 que o pH efluente de ambos reatores não variaram significativamente, permanecendo dentro da faixa ótima de estabilidade na formação de metano, ou seja, entre 6,0 e 8,0 (Chernicharo, 1996). Também é verificado que em ambos reatores ocorreu produção de alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente, mostrando a estabilidade no sistema, mesmo sendo evidenciada uma pequena produção de ácidos em ambos reatores.

Quanto à presença de sólidos, constata-se que mesmo após o tratamento a concentração de sólidos no efluente continua alta, sendo observado que no sistema com lodo granulado a concentração de sólidos efluente foi maior que a do afluente. Este comportamento não foi evidenciado para o sistema com biomassa imobilizada em suporte inerte, porém também não foi constatada uma boa remoção de sólidos neste sistema, sendo evidenciados valores de concentração de sólidos semelhantes entre o afluente e o efluente do ASBBR.

Tabela 5.3: Valores médios (17 amostras) das variáveis monitoradas na operação (partida) dos reatores no ciclo das 03 h 30min às 11 h 30min.

Parâmetro	Afluente	Efluente ASBR	Efluente ASBBR
pH	6,96 ± 0,20	7,12 ± 0,28	6,86 ± 0,22
DQO _{Bruta} , mg/L	133 ± 41	268 ± 135	183 ± 76
Efic. DQO _{Bruta} (%)		0	0
DQO _{Filtrada} , mg l ⁻¹	55 ± 28	81 ± 50	97 ± 54
Efic. DQO _{Filtrada} (%)		39	27
Alcalinidade, mgCaCO ₃ /L	86 ± 24	162 ± 32	127 ± 34
Ácidos Voláteis, mgHAc/L	21 ± 6	33 ± 12	36 ± 6
ST, mg/L	400 ± 126	461 ± 119	384 ± 120
SST, mg/L	91 ± 61	169 ± 141	80 ± 51
SSV, mg/L	82 ± 60	160 ± 134	72 ± 45

Ainda, comparando os dois reatores, verifica-se que em ambos as eficiências de remoção da matéria orgânica, tanto a bruta como a filtrada, foram baixas, indicando que houve o arraste da biomassa.

Na Figura 5.1 é apresentada a variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta e filtrada, respectivamente, do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, correspondente ao ciclo de 03h 30 min às 11 h 30 min, ao longo de dois meses de operação. Verifica-se que neste ciclo a eficiência de remoção de matéria orgânica tende a ser sempre baixa, pois a DQO do efluente é quase sempre superior a DQO do afluente. Também se evidencia que a primeira e a segunda amostra do efluente do ASBR apresentaram valores de DQO bem superiores, sendo justificado pelo fato de que nesta etapa o reator tinha acabado de iniciar a partida, fazendo com que uma parte do lodo (menos denso) ficasse no sobrenadante líquido no reator, ou seja, este lodo estava saindo junto com o efluente.

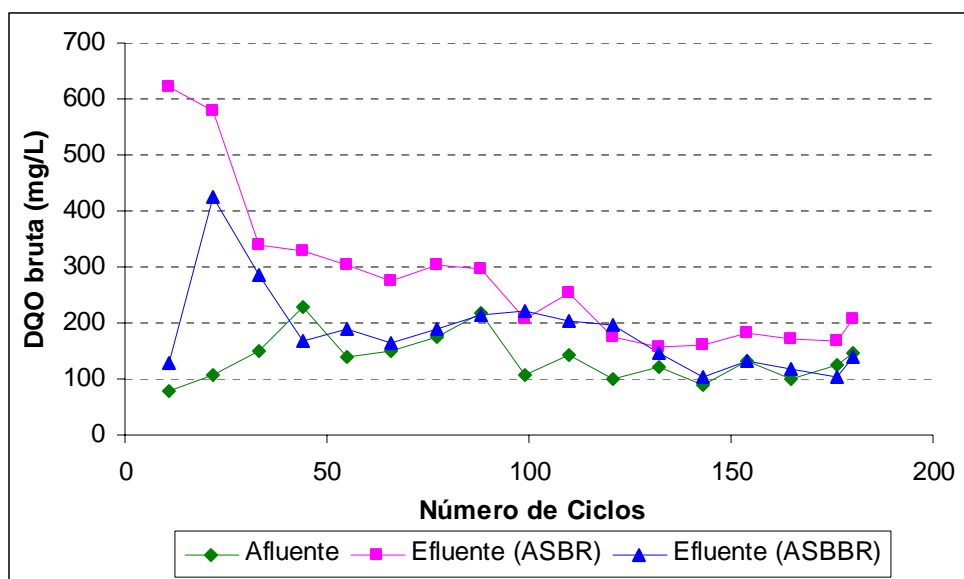


Figura 5.1: Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta afluente e efluente nos reatores ASBR e ASBBR, correspondente ao ciclo de 03h 30min às 11 h 30 min, ao longo de dois meses de operação.

Comportamento similar ao discutido na Figura 5.1 é evidenciado na Figura 5.2, na qual é apresentada a variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada do afluente e do efluente do reator com biomassa granulada, correspondente ao ciclo de 03h 30min a 11 h 30 min, ao longo de dois meses de operação.

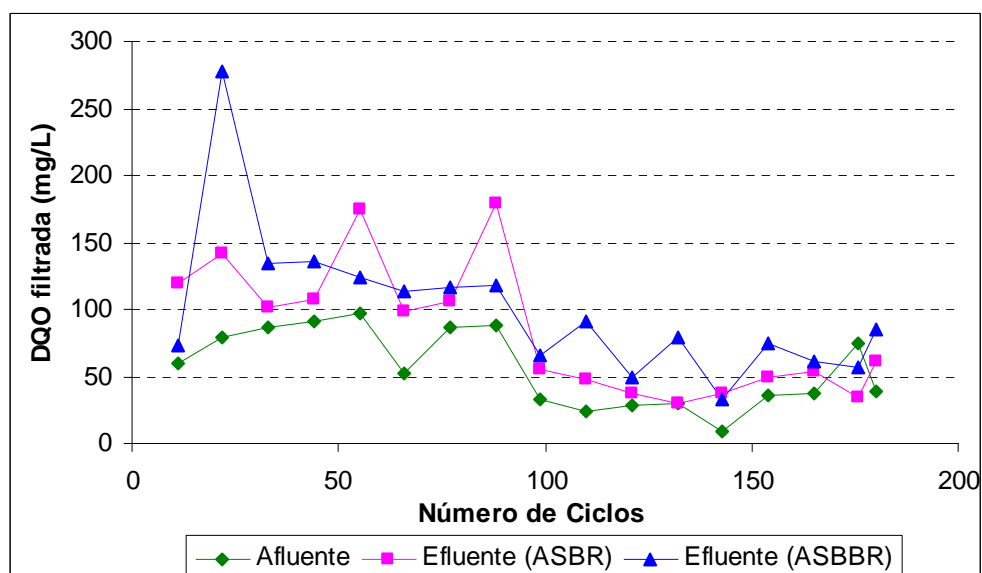


Figura 5.2: Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada afluente e efluente nos reatores ASBR e ASBBR, correspondente ao ciclo de 03 h 30min às 11 h 30 min, ao longo de dois meses de operação.

Na Figura 5.3 é apresentada a variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta, afluyente e efluente, dos reatores ASBR e ASBBR, sendo que tanto o afluyente como o efluente, de ambos reatores, foram amostrados no horário 03h30min, ao longo de dois meses de operação. Verifica-se que neste horário (03h 30min) o afluyente sempre apresenta menor matéria orgânica quando comparado ao efluente dos reatores no mesmo horário, mostrando que a matéria orgânica que entra nos reatores é inferior à que sai dos mesmos, pois a concentração de matéria orgânica do esgoto doméstico na madrugada é muito baixa. Comportamento similar é evidenciado na Figura 5.4, na qual é apresentada a variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada, afluyente e efluente, dos reatores ASBR e ASBBR, sendo que tanto o afluyente como o efluente, de ambos reatores, foram amostrados no horário 03h30min, ao longo de dois meses de operação.

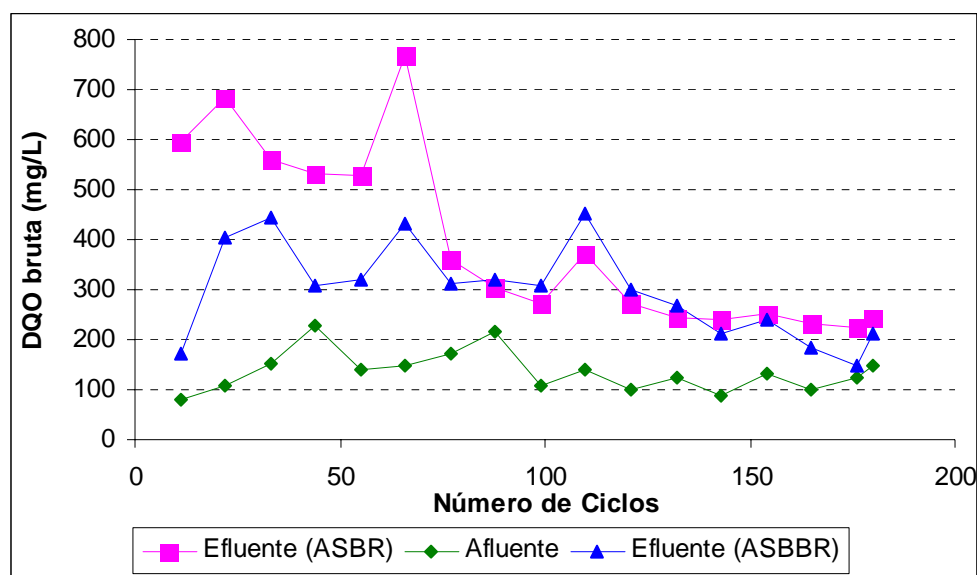


Figura 5.3: Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta do efluente e do afluyente do ASBR e do ASBBR, tanto o afluyente como o efluente de ambos reatores no horário 03h30min, ao longo de dois meses de operação.

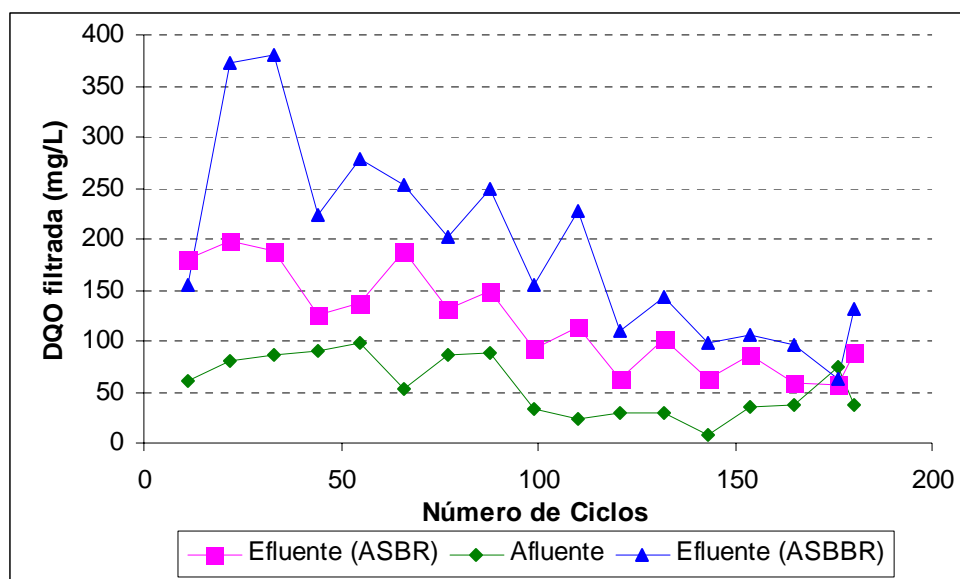


Figura 5.4: Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada afluente e efluente nos reatores ASBR e ASBBR, no horário 03h30min, ao longo de dois meses de operação.

5.1.4. Perda do sistema devido ao lançamento de material tóxico na rede

Logo após transcorrer 60 dias de operação desde a partida do reator, o Laboratório de Resíduos da Química, situado no campus da USP/EESC, despejou um material tóxico (provavelmente cloreto férrico utilizado no tratamento de seus resíduos) que coincidiu com o período de alimentação de ambos os reatores. O afluente contendo material tóxico desestabilizou ambos os sistemas (diminuiu consideravelmente a alcalinidade a bicarbonato, elevou a produção de ácidos voláteis e promoveu a não remoção de matéria orgânica), sendo, portanto necessária a re-inoculação dos sistemas. Vale ressaltar, que se tentou por um período de 30 dias, observar se os reatores conseguiriam recuperar a sua estabilidade. Porém, foi nítida a perda de lodo nos sistemas e, portanto não foi possível a sua recuperação. Assim, ambos reatores foram re-inoculados com lodo proveniente do reator UASB utilizado em tratamento de águas residuárias de esgoto sanitário (ETE – USP/EESC – São Carlos, SP).

5.2. Influência da agitação no desempenho dos reatores

5.2.1. Fase 1 (configuração 1)

Com o intuito de avaliar qual seria a melhor intensidade de agitação a ser empregada no sistema, foram realizados perfis temporais de consumo de matéria orgânica (como DQO), com variação da intensidade da agitação no reator, sendo aplicadas rotações de 5, 50 e 100 rpm no ASBBR, e 5, 25 e 50 rpm no ASBR.

Os dados obtidos com rotação de 100 rpm no ASBBR e 50 rpm no ASBR foram desprezados, tendo em vista a baixa carga afluyente nos reatores, da ordem de 176 mg DQO/L, o que dificultou a análise dos dados cinéticos obtidos.

Os valores obtidos de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo de ciclo, com variação das rotações aplicadas de 5 e 50 rpm, no reator ASBBR, e de 5 e 25 no ASBR, estão apresentados na Tabela 5.4.

Na Tabela 5.5 são apresentados os valores da constante cinética de primeira ordem (k_1^{app}) e da concentração de substrato residual (C_{sr}) ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados, bem como o coeficiente de correlação (r^2).

Tabela 5.4: Concentração de substrato na fase líquida (C_s) em função do tempo do experimento para diferentes agitações aplicadas.

Tempo (h)	Concentrações (mg DQO/L)			
	ASBBR		ASBR	
	5 rpm	50 rpm	5 rpm	25 rpm
0,0	363	246	363	246
0,5	300	197	312	219
1,0	288	177	258	167
1,5	279	155	239	153
2,0	263	*	234	131
2,5	258	153	232	128
3,0	254	131	232	138
3,5	249	121	227	126
4,0	244	118	227	118
4,5	237	118		
5,0	227	99		
5,5	227	88		
6,0	227	87		

* ponto não representativo (possivelmente, erro analítico)

Tabela 5.5: Parâmetros cinéticos aparentes da expressão cinética de primeira ordem e concentração residual em função do tempo e coeficientes de correlação.

Parâmetros	ASBBR		ASBR	
	5 rpm	50 rpm	5 rpm	25 rpm
C_{SR} (mg/L)	233 ± 5	87 ± 11	225 ± 4	115 ± 8
K_1^{app} (h ⁻¹)	0,78 ± 0,10	0,47 ± 0,08	1,23 ± 0,13	0,81 ± 0,15
R^2	0,949	0,952	0,985	0,965

Na Tabela 5.6 e nas Figuras 5.5 e 5.6 são apresentados as velocidades de utilização normalizada de substrato (r_s) para as diferentes intensidades de agitação analisadas.

Tabela 5.6: Valores das velocidades de reação normalizada em função do tempo para as rotações de 5 e 50 rpm no ASBBR, e de 5 e 25 rpm no ASBR.

Velocidades de utilização normalizada de Substrato (h ⁻¹)				
Tempo (h)	ASBBR		ASBR	
	5 rpm	50 rpm	5 rpm	25 rpm
0,0	0,28	0,30	0,47	0,43
0,5	0,10	0,17	0,16	0,23
1,0	0,05	0,11	0,03	0,08
1,5	0,03	0,06	0,01	0,04
2,0	0,01		0,00	0,01
2,5	0,01	0,04	0,00	0,01
3,0	0,00	0,02	0,00	0,01
3,5	0,00	0,01	0,00	0,00
4,0	0,00	0,01	0,00	0,00
4,5	0,00	0,01		
5,0	0,00	0,00		
5,5	0,00	0,00		
6,0	0,00	0,00		

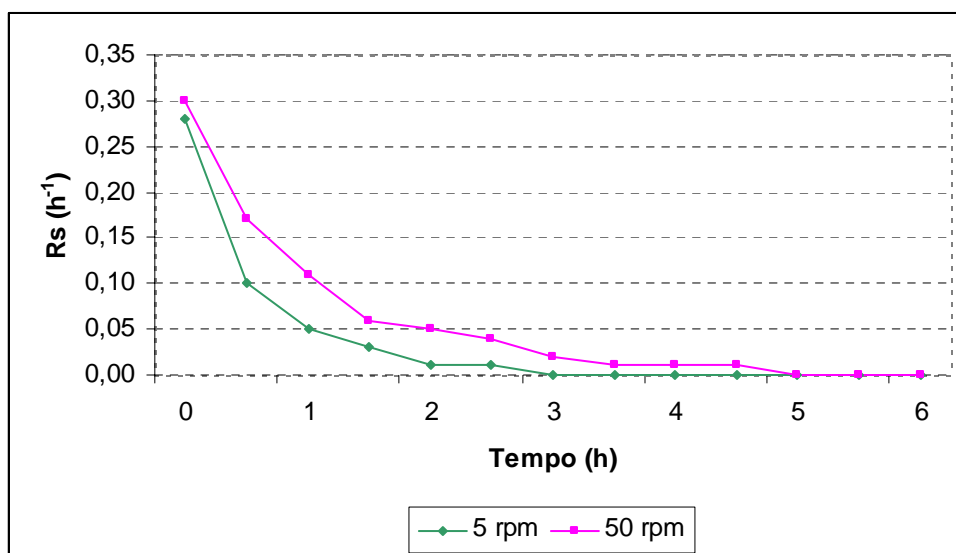


Figura 5.5: Velocidades de reação normalizadas em função do tempo para as rotações de 5 e 50 rpm no ASBBR.

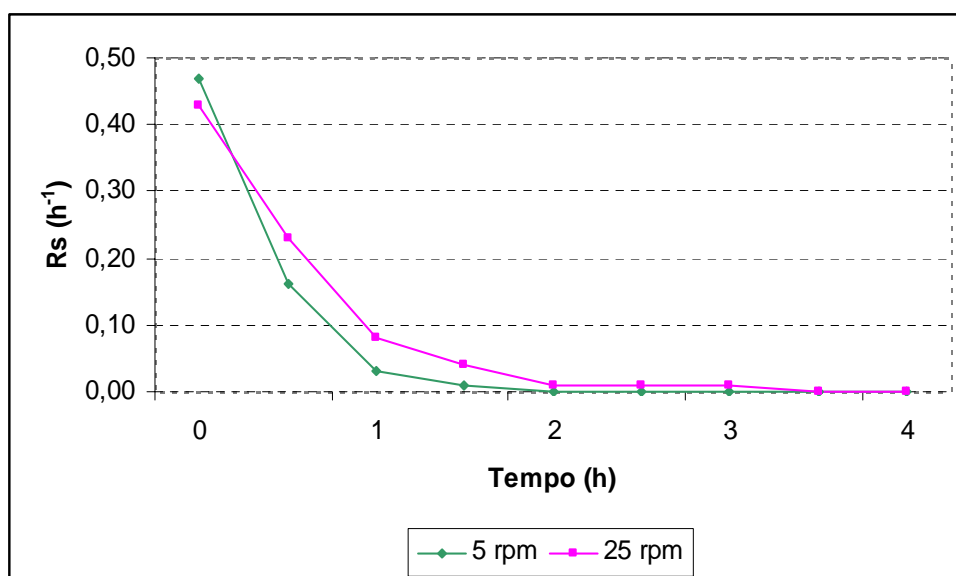


Figura 5.6: Velocidades de reação normalizadas em função do tempo para as rotações de 5 e 25 rpm no ASBR.

Observando a Tabela 5.6 e as Figuras 5.5 e 5.6, verifica-se que a velocidade de reação aumenta de acordo com o aumento da intensidade de agitação, indicando que pode haver uma diminuição da resistência à transferência de massa. Dessa forma, utilizando uma maior agitação haverá uma menor resistência à transferência na fase líquida, resultando em menores tempos necessários para se atingir a máxima eficiência.

Os parâmetros cinéticos encontrados e, conseqüentemente, as velocidades de remoção de matéria orgânica obtidas no ASBR foram maiores que as observadas no

ASBBR indicando que a imobilização em suporte pode representar maior resistência à transferência de massa.

Assim, de posse dos dados dos perfis para diferentes intensidades de agitação realizou-se a etapa com operação anaeróbia durante um período de 3 meses com intensidade de agitação igual a 25 rpm no sistema ASBR e 50 rpm no sistema ASBBR.

A temperatura do esgoto nos três meses de operação ficou entre 26°C e 30°C. Estes valores estão dentro da faixa ótima de atividade microbológica mesofílica (25°C a 35°C). Esse parâmetro é muito importante devido aos seus efeitos nas reações químicas e nas velocidades de reação. A temperatura do ar nesse período ficou entre 20°C e 35°C.

Durante a fase experimental foram realizadas análises de pH, DQO, alcalinidade e ácidos voláteis, SST e SSV, conforme apresentado na Tabela 5.7, e todos os dados de monitoramento são apresentados no Anexo A.1 nas Tabelas A.1 a A.3, para o reator ASBBR e nas Tabelas A.4 a A.6, para o reator ASBR.

Tabela 5.7: Valores médios das variáveis monitoradas na operação da primeira fase (configuração 1).

Parâmetro	Afluente	Efluente ASBR	Efluente ASBBR
pH	7,20	7,23	7,00
DQO _{Bruta} , mg/L	323±141	153±64	144±95
Efic. DQO _{Bruta} (%)		56	61
DQO _{Filtrada} , mg/L	143±55	100±46	87±51
Efic. DQO _{Filtrada} (%)		69	73
Alcalinidade, mgCaCO ₃ /L	117±14	140±16	148±20
Ácidos Voláteis, mgHAc/L	29±13	31±13	26±16
SST, mg/L	137±59	54±51	49±23
SSV, mg/L	121±57	43±24	40±23

Na Tabela 5.7, observa-se que o pH afluente apresentou pequena variação e o pH efluente permaneceu dentro da faixa ótima de estabilidade na formação de metano, ou seja, entre 6,0 e 8,0 (Chernicharo, 1996) em ambos os reatores. Isso mostra que os reatores não foram submetidos à variação significativa de pH e, portanto, não tiveram seu desempenho comprometido.

A matéria orgânica avaliada como DQO (mg/L), de acordo com Metcalf & Eddy (2002), mostra que o esgoto afluente apresentou características entre fraco (250 mg/L) e

médio (430 mg/L), cujo valor médio foi de 372 mg/L. O período destinado à estabilização do sistema mostrou-se adequado para que os reatores apresentassem equilíbrio na remoção de matéria orgânica, com eficiências médias para o ASBBR de 61% e para o ASBR, de 56%. As Figuras 5.7 a 5.10 ilustram as remoções de matéria orgânica e as eficiências dos sistemas ASBBR e ASBR durante esta primeira fase.

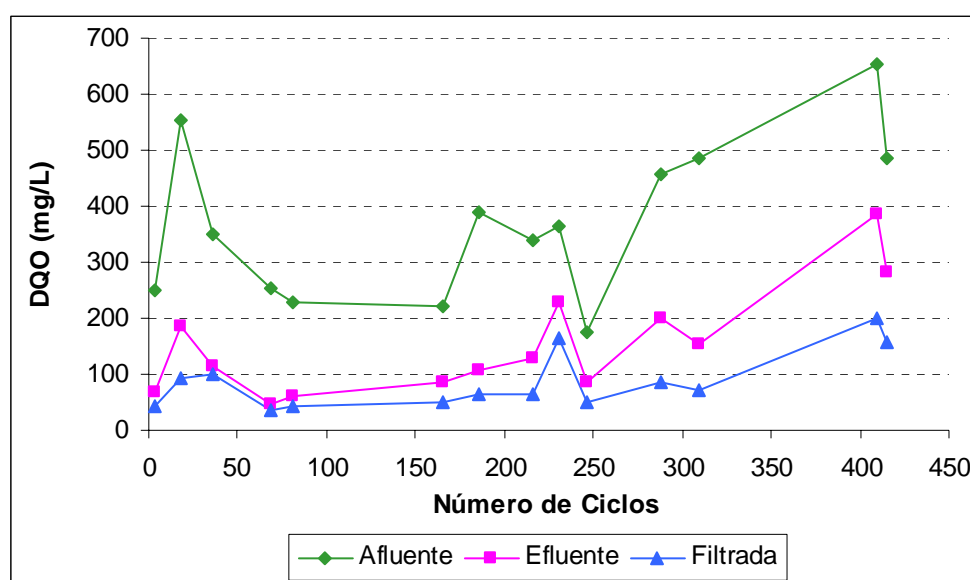


Figura 5.7: DQO_{BRUTA} afuente e efluente e $DQO_{FILTRADA}$ efluente no reator ASBBR.

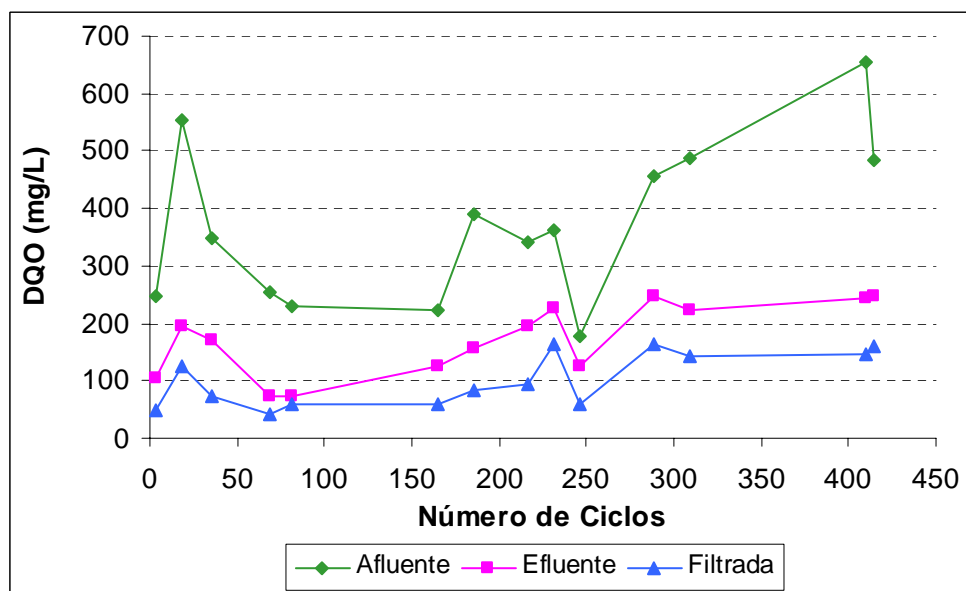


Figura 5.8: DQO_{BRUTA} afuente e efluente e $DQO_{FILTRADA}$ efluente no reator ASBR.

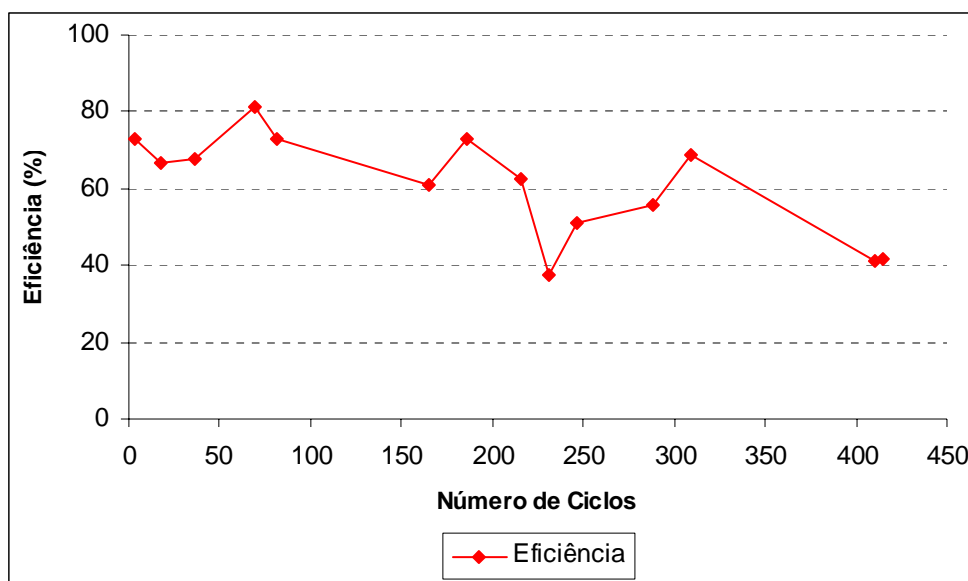


Figura 5.9: Eficiências de remoção de DQO_{BRUTA} no reator ASBBR.

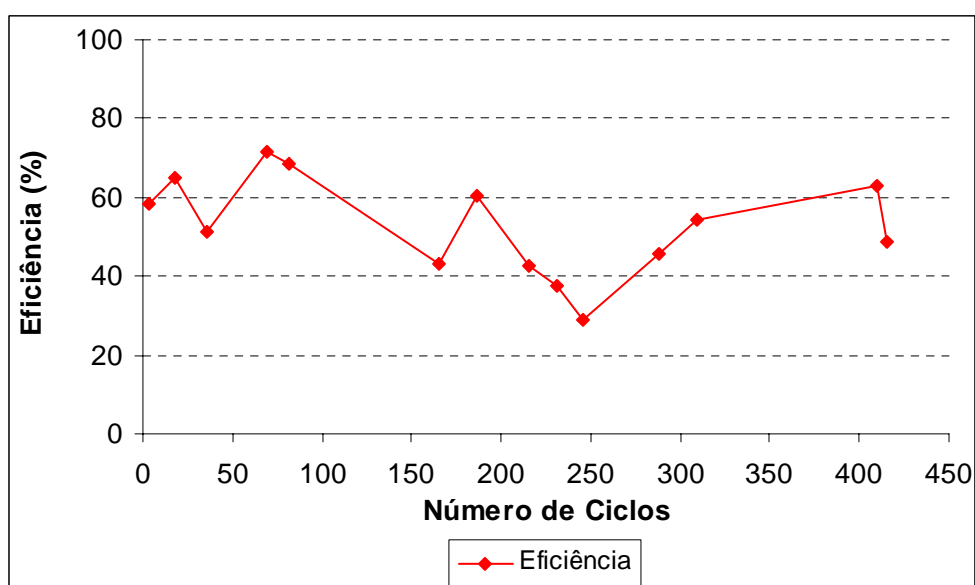


Figura 5.10: Eficiências de remoção de DQO_{BRUTA} no reator ASBR.

Vale observar que as eficiências estão relacionadas ao fato de que ambas biomassas já estavam adaptadas ao esgoto sanitário, uma vez que os grânulos haviam sido utilizados no trabalho realizado por Sarti (2004) e as espumas foram colocadas no sistema um ano antes do início da operação.

Parâmetros como pH, alcalinidade e ácidos voláteis são úteis para avaliar a instabilidade do processo de digestão anaeróbia, que ocorre quando há a predominância da fermentação ácida sobre a fermentação metanogênica. A média de alcalinidade nos reatores foi de 117 mg/L no afluente e de 148 mg/L no efluente do ASBBR e de 140

mg/L no efluente do ASBR, o que demonstra produção de alcalinidade, indicando estabilidade do processo anaeróbico. O valor médio encontrado de AVT afluente foi de 29 mg/L e efluente no ASBBR, 26 mg/L e no ASBR, 31 mg/L, comprovando tal estabilidade pelo não acúmulo desses intermediários da digestão anaeróbia. As Figuras 5.11 a 5.14, ilustram as variações de alcalinidade e da concentração de ácidos voláteis, afluente e efluente, nos reatores.

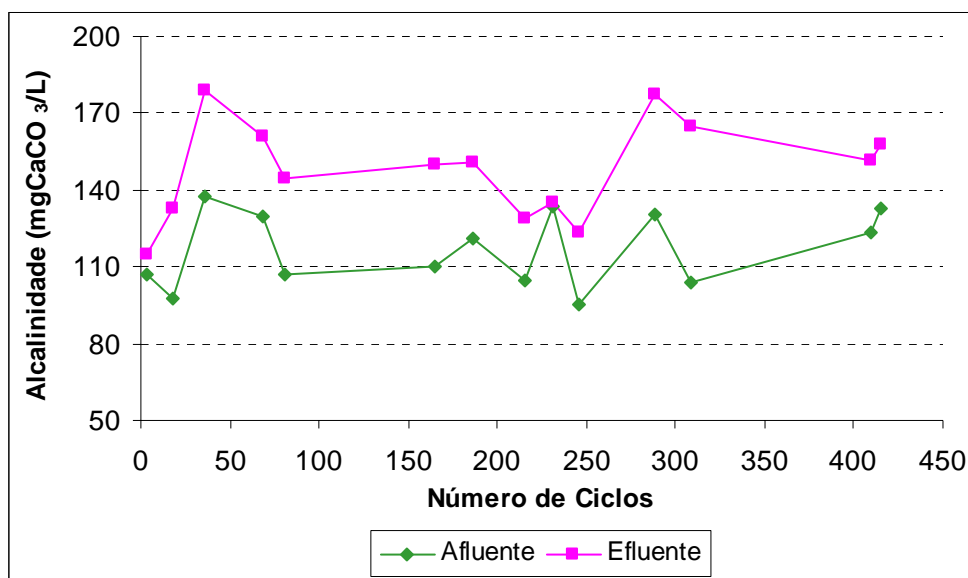


Figura 5.11: Alcalinidade, afluente e efluente, no reator ASBBR.

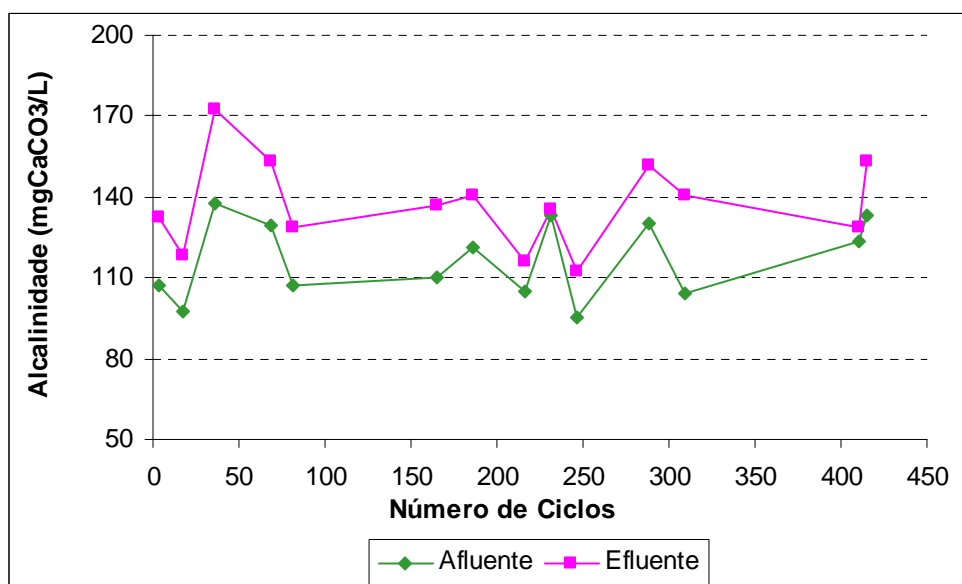


Figura 5.12. Alcalinidade, afluente e efluente, no reator ASBR.

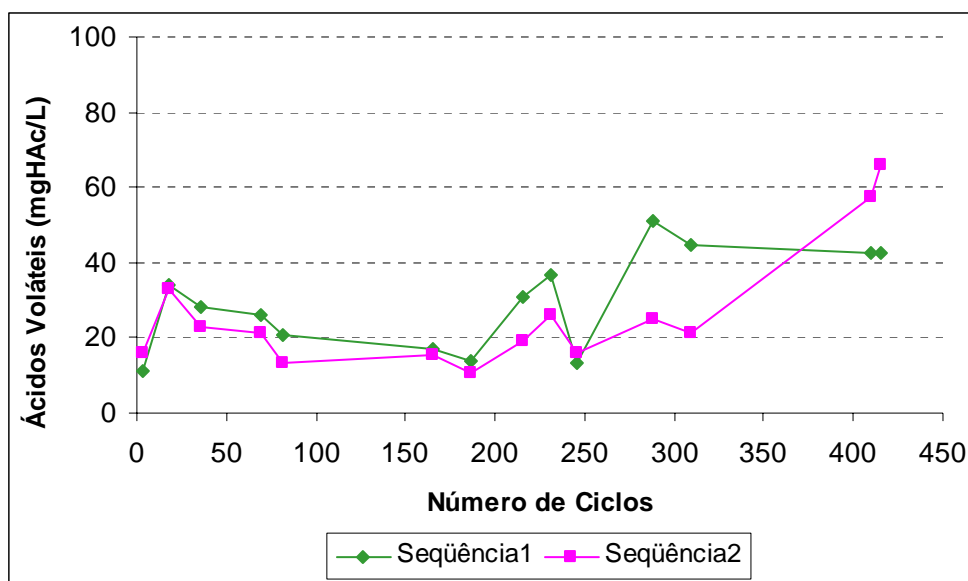


Figura 5.13. Concentração de ácidos voláteis, afluente e efluente, no reator ASBBR.

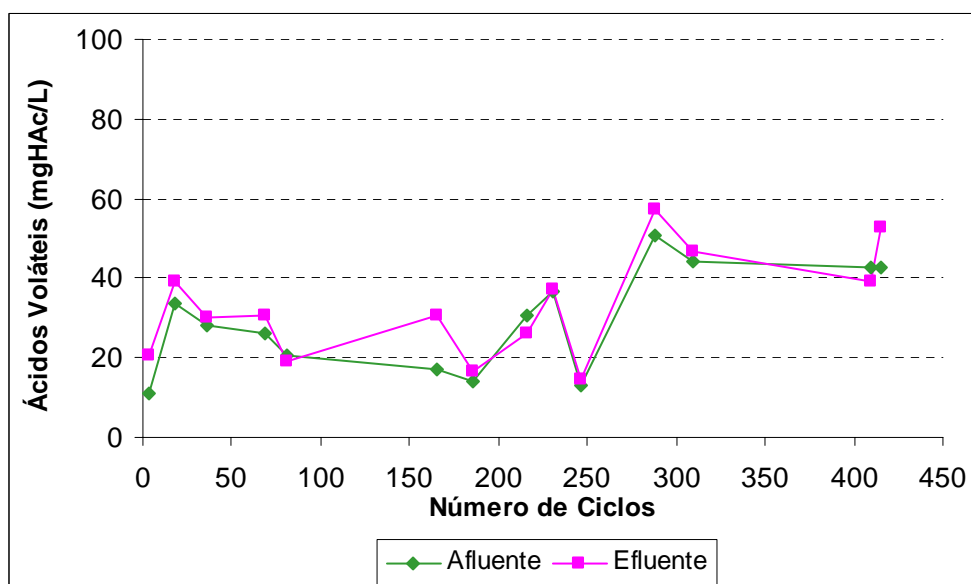


Figura 5.14. Concentração de ácidos voláteis, afluente e efluente, no reator ASBR.

Foram analisadas as quantidades de sólidos retidos na espuma de poliuretano do ASBBR em termos de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis totais (SVT) ao final desta fase inicial. O valor encontrado foi 0,596 kgST/kgsuporte. Em termos de massa total (kg) presente no reator, o cálculo aproximado é o produto da concentração (kgST/kgsuporte ou kgSTV/kgsuporte) pela densidade aparente da espuma (23 kg/m^3) e pelo volume total de espuma de poliuretano adicionada ao reator ($0,39 \text{ m}^3$), encontrando o valor de 5,34 kg ST. Em termos de ST por volume líquido, o valor encontrado foi igual a 8,21 g ST/L. Esses dados indicam boa retenção de sólidos ao suporte inerte, bem

como a colonização da biomassa anaeróbia na espuma de poliuretano. O SVT encontrado no ASBBR foi igual a 0,380 kg SVT/kgsuporte, 3,4 kg SVT e 5,24 g SVT/L, mostrando uma relação de 64% de sólidos orgânicos em relação ao total. Sarti (2004) encontrou valores de 2,5 kg STV a 5,4 kg STV em seu sistema, entre a primeira e a segunda fase de operação.

Na massa de lodo granular do ASBR foram encontrados 10 g ST/L e 6,4 g SVT/L, o que representa 4,1 kg ST e 2,62 kg STV, mostrando uma relação de 64% de sólidos orgânicos em relação ao total. Sarti (2004) encontrou valores que variaram entre 2,95 a 47,6 g ST/L e 1,90 a 34,2 g SVT/L. O cálculo da massa de lodo é obtido pelo produto de concentração de sólidos totais e voláteis pelo volume destinado à acumulação de lodo do reator (410 L).

A variação de sólidos suspensos totais e voláteis encontrados nos reatores é apresentada nas Figuras 5.15 e 5.16. Os valores médios efluentes foram 49 mg SST/L e 40 mg SSV/L no ASBBR, e 54 mg SST/L e 43 mg SSV/L no ASBR, com eficiências médias de remoção iguais a 62% de SST e 65% de SSV no ASBBR, e 56% de SST e 61% de SSV no ASBR. As porcentagens demonstram que sistemas com biomassa imobilizada em material suporte possuem maior capacidade de retenção de sólidos que os sistemas com biomassa granular.

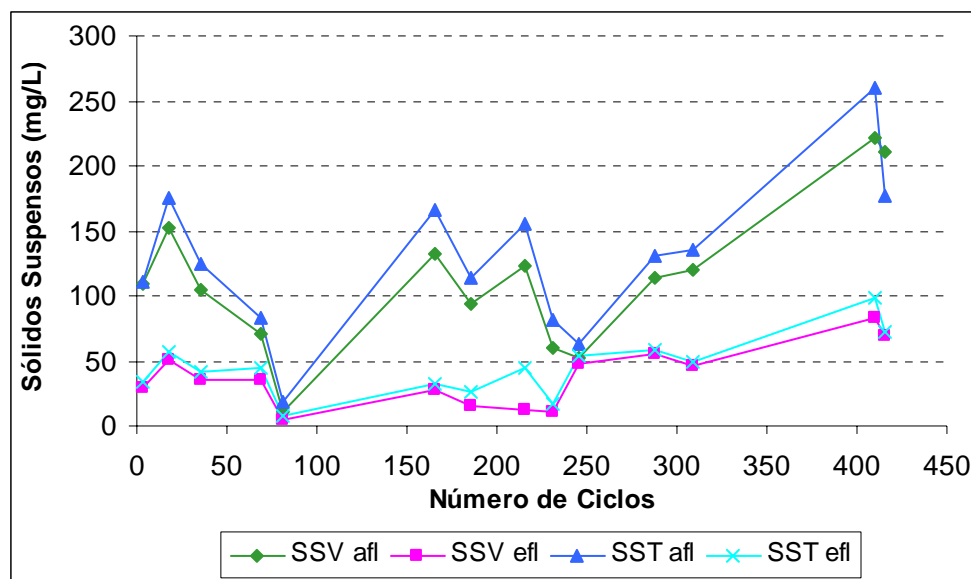


Figura 5.15: SST e SSV, afluyente e efluente, no reator ASBBR.

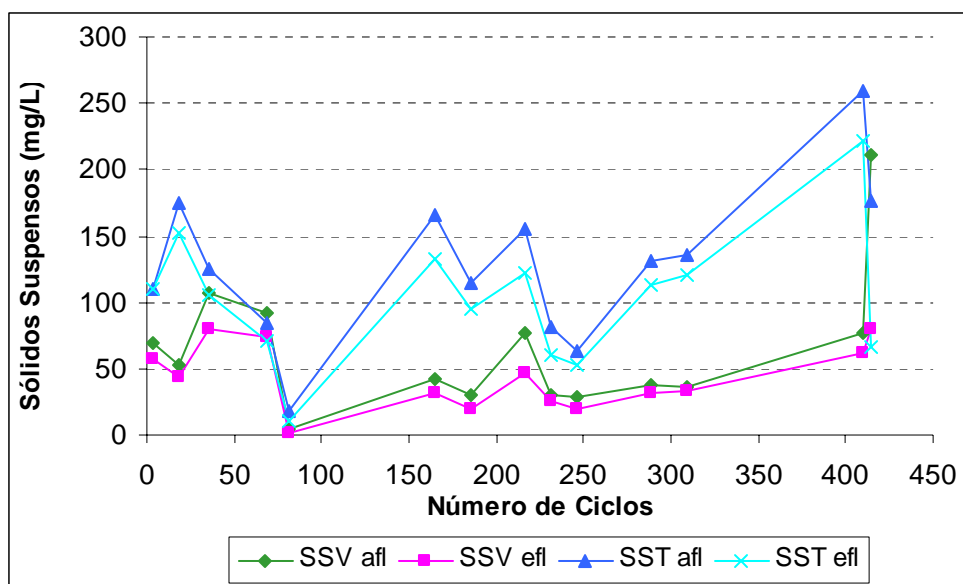


Figura 5.16: SST e SSV, afluente e efluente, no reator ASBR.

5.2.1.1. Análise Microbiológica

No 2º e no 90º dia de operação foram realizadas análises microscópicas do lodo, com o objetivo de caracterizar a biomassa, através da análise do licor misto e da biomassa imobilizada, pela espuma de poliuretano. Ambas amostras foram coletadas no meio da altura do cesto dos reatores e as principais morfologias encontradas estão apresentadas nas Figuras 5.17 a 5.20. As Tabelas 5.8 e 5.9 apresentam um resumo das principais morfologias microbianas encontradas no ASBBR e ASBR, respectivamente.

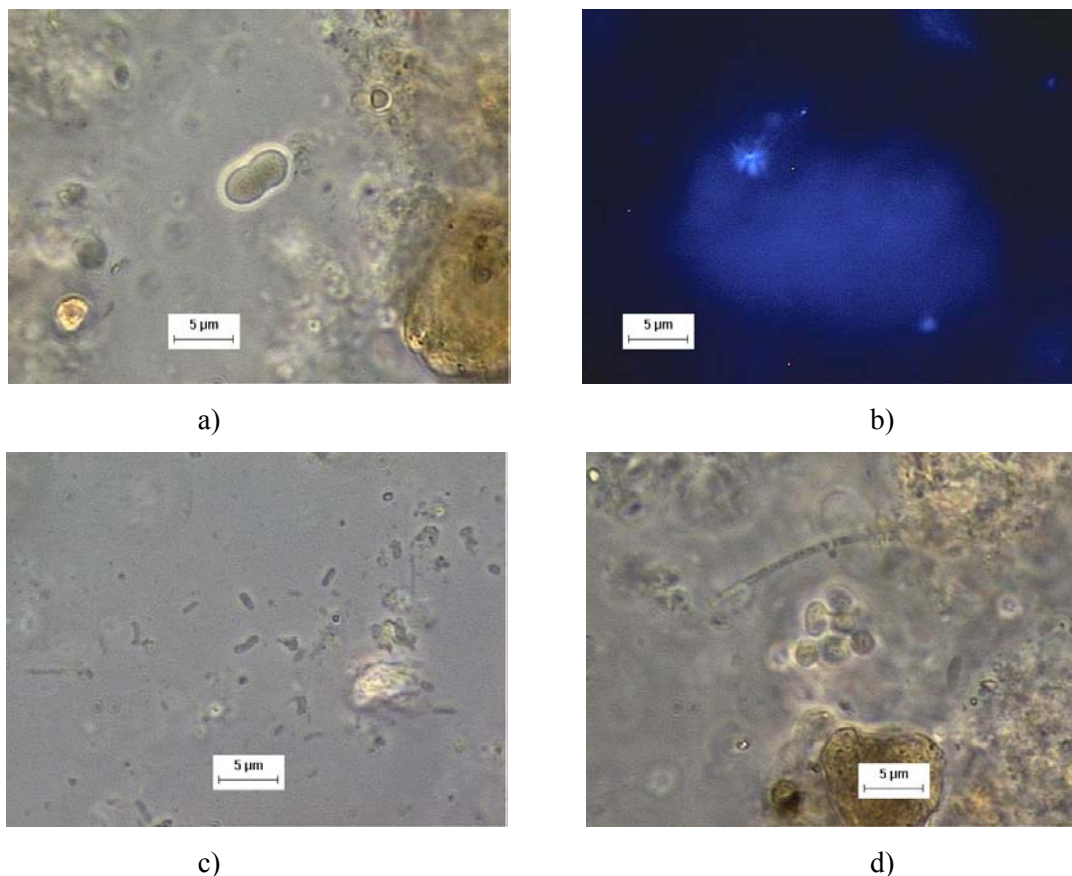


Figura 5.17: Espécies microbianas observadas no ASBBR no 2º. dia de operação. a) células semelhantes à *Methanosarcina*; b) células semelhantes a bacilos fototróficos anoxigênicos; c) bacilos de bordas arredondadas; d) células semelhantes à *Methanosaeta* agrupadas com fototróficas e bacilo com bordas arredondadas.

De acordo com as Figuras 5.17 e 5.18 e a Tabela 5.8, foram observadas distintas morfologias microbianas aderidas à espuma de poliuretano, entre elas, *Methanosaeta*, *Methanosarcina*, bacilos de bordas arredondadas, curvos, delgados e ovalados e células semelhante a bactérias anoxigênicas.

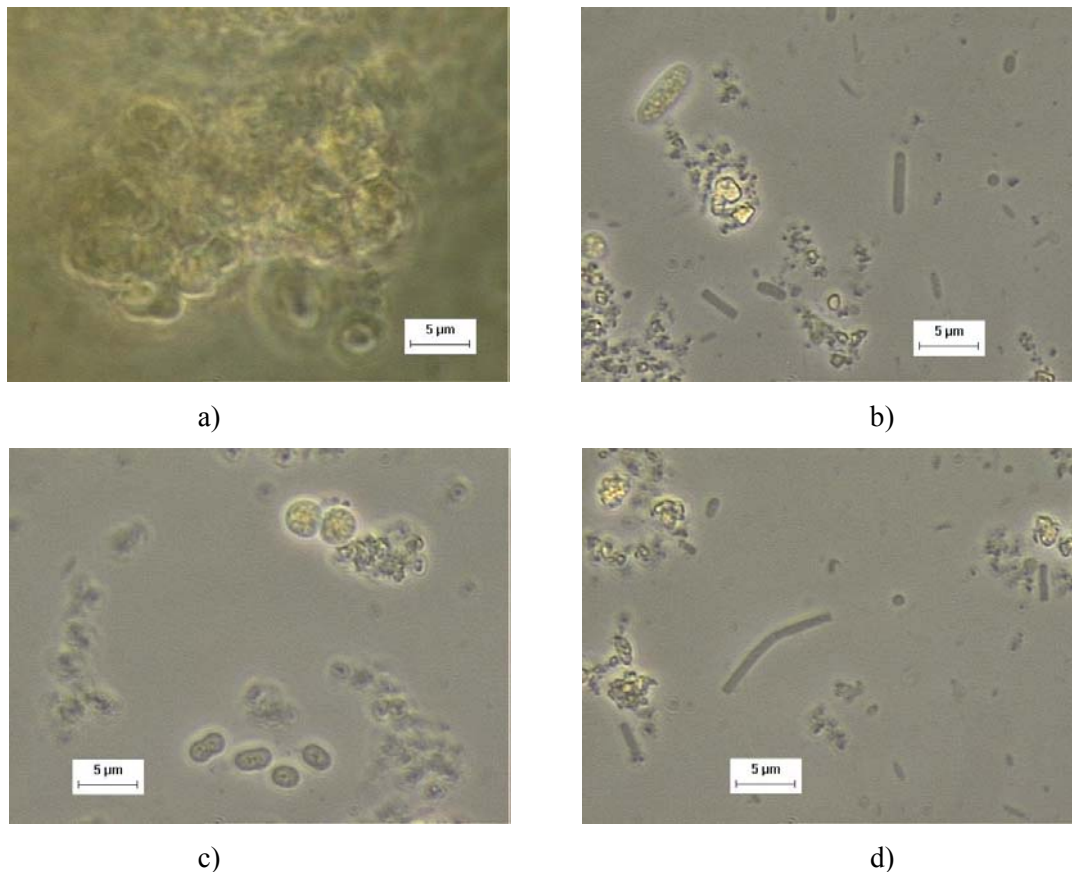


Figura 5.18: Espécies microbianas observadas no ASBBR no 90º. dia de operação. a) células semelhantes à *Methanosarcina*; b) células semelhantes a fototróficas anoxigênicas; c) fototróficas; d) células semelhantes à *Methanosaeta*.

O crescimento das bactérias fototróficas anoxigênicas no ambiente anaeróbio e na ausência de luz é muito reduzido; entretanto, várias espécies possuem metabolismo fermentativo e, nesse caso, podem garantir a sobrevivência na ausência de luz e de oxigênio. Sarti et al. (2005) observaram a colonização de bactérias fotoanoxigênicas na mesma configuração do ASBBR e sugerem que o aparecimento dessa morfologia é devido ao metabolismo fermentativo associado ao aprisionamento dos gases resultantes da degradação anaeróbia nos cubos de espuma de poliuretano. Sarti (2004), Miqueleto (2003) e Lapa (2003) encontraram morfologias semelhantes as fototróficas anoxigênicas.

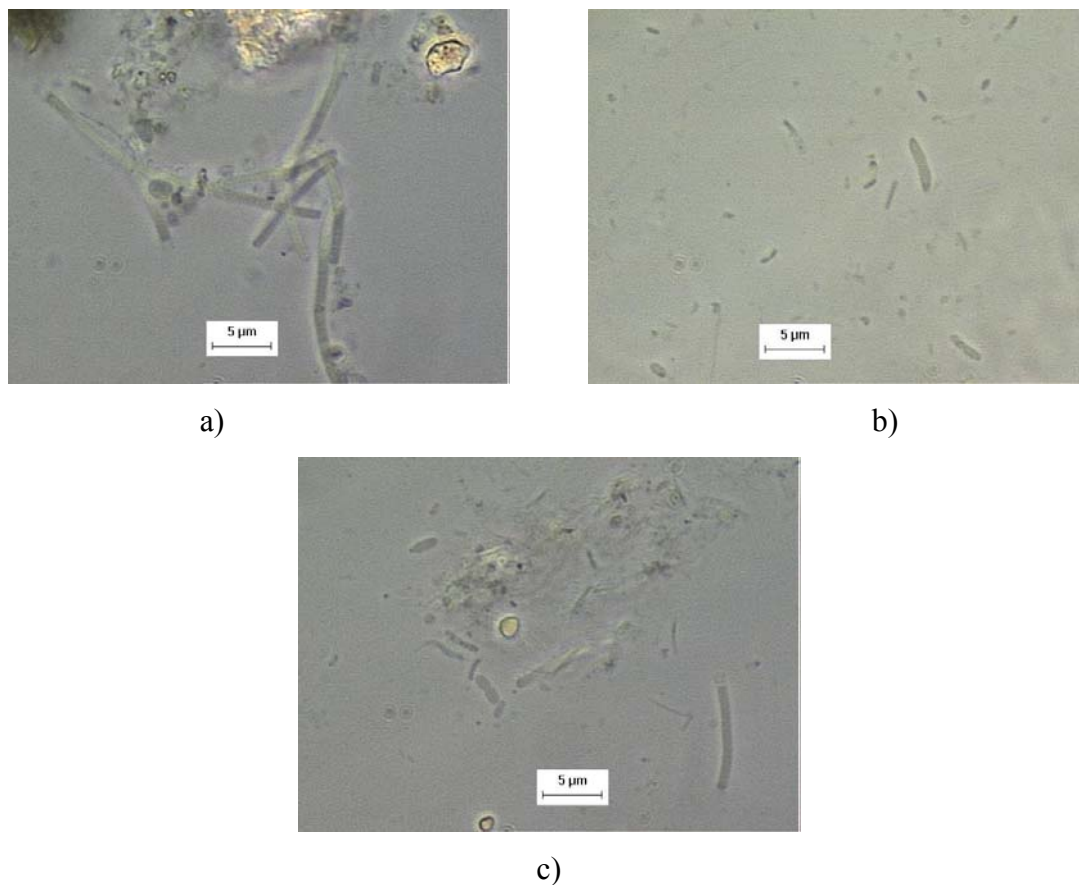


Figura 5.19: Espécies microbianas observadas no ASBR no 2º. dia de operação. a) células semelhantes à *Methanosaeta* ; b) bacilos com diversas dimensões delgados e curvos; c) bacilos de borda delgados, bordas arredondadas ovaladas, com inclusões.

Observando as Figuras 5.19 e 5.20 e a Tabela 5.9, verifica-se que as morfologias microbianas mais observadas no lodo granular foram os microrganismos semelhantes à *Methanosaeta* e *Methanosarcina*, bacilos com extremidades arredondadas, curvos, delgadas, ovaladas e com inclusões.

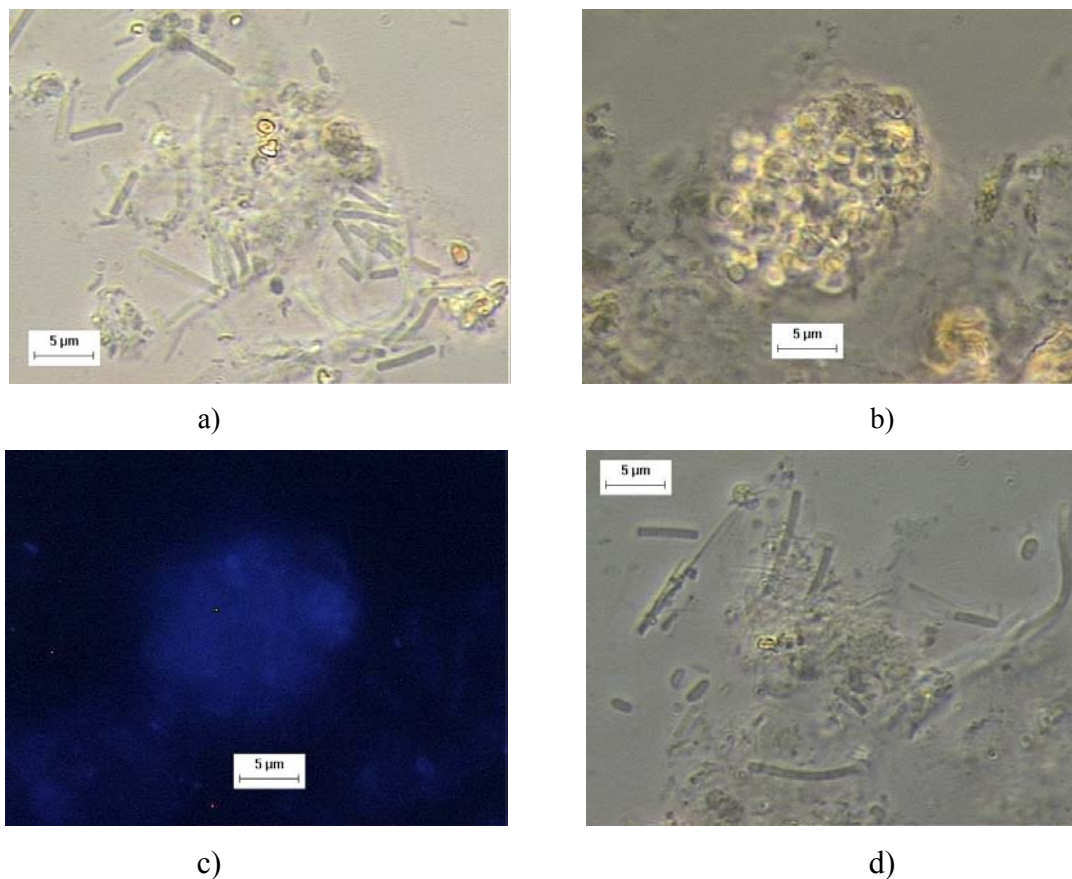


Figura 5.20: Espécies microbianas observadas no ASBR no 90°. dia de operação. a) células semelhantes à *Methanosaeta* ; b) células semelhantes à *Methanosarcina*; c) células semelhantes à *Methanosarcina* (fluorescis); d) bacilos delgados e bordas arredondadas.

Tabela 5.8: Caracterização morfológicas das células aderidas à espuma de poliuretano, amostradas no 2°. e 90°. dia de operação do reator ASBRR.

MORFOLOGIA	ESPUMA DE POLIURETANO	
	2°. DIA	90°. DIA
Arqueas Metanogênicas		
<i>Methanosarcina</i> sp.	+	+++
<i>Methanosaeta</i> sp.	++	++
Bacilos fluorescentes	-	-
Bactérias		
Bacilos com extremidades arredondadas	+++	+++
Bacilos curvos	+	++
Bacilos delgados	+	+
Bacilos ovalados	+	++
Bacilos com inclusões	-	-
Bacilos esporulados	-	-
Cocos	-	-
Cocos em cadeia	-	-
Espiroqueta	-	-
Espirilos	-	-
Filamentos	-	-
Bactérias fototróficas anoxigênicas	++	+++

(++++) predominantes, (+++) freqüentes; (++) pouco freqüentes, (+) raros, (-) não foram observados.

Tabela 5.9: Caracterização morfológicas das células aderidas à espuma de poliuretano, amostradas no 2°. e 90°. dia de operação do reator ASBR.

MORFOLOGIA	GRÂNULOS	
	2°. DIA	90°. DIA
Arqueas Metanogênicas		
<i>Methanosarcina</i> sp.	-	++
<i>Methanosaeta</i> sp.	++	++
Bacilos fluorescentes	-	+
Bactérias		
Bacilos com extremidades arredondadas	++	+++
Bacilos curvos	+	++
Bacilos delgados	++	++
Bacilos ovalados	+	++
Bacilos com inclusões	+	-
Bacilos esporulados	-	-
Cocos	-	-
Cocos em cadeia	-	-
Espiroqueta	-	-
Espirilos	-	-
Filamentos	-	-
Bactérias fototróficas anoxigênicas	-	+

(+++++) predominantes, (+++) freqüentes; (++) pouco freqüentes, (+) raros, (-) não foram observados.

5.2.2. Fase 3 (configuração 2)

Na Tabela 5.10 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas na operação dos reatores ASBR e ASBBR na configuração 2 e na condição de intensidade de agitação igual a 40 rpm. Estes valores médios correspondem aos ensaios realizados durante 21 dias, sendo que estes ensaios foram precedidos de um intervalo de 2 semanas de partida do reator.

Tabela 5.10: Valores médios (9 amostras) das variáveis monitoradas na operação com rotação 40 rpm.

Parâmetro	Afluente	Efluente ASBR	Efluente ASBBR
pH	7,16 ± 0,06	6,77 ± 0,15	6,62 ± 0,18
DQO _{Bruta} , mg/L	730 ± 139	221 ± 45	333 ± 62
Efic. DQO _{Bruta} (%)		69	54
DQO _{Filtrada} , mg/L	380 ± 126	143 ± 27	201 ± 369
Efic. DQO _{Filtrada} (%)		81	73
Alcalinidade, mgCaCO ₃ /L	103 ± 11	128 ± 17	128 ± 27
Ácidos Voláteis, mgHAc/L	62 ± 7	59 ± 13	79 ± 24
ST, mg/L	851 ± 166	596 ± 100	697 ± 146
SVT, mg/L	499 ± 144	331 ± 87	371 ± 93
SST, mg/L	253 ± 109	128 ± 55	183 ± 97
SSV, mg/L	208 ± 95	104 ± 48	137 ± 72

Verifica-se na Tabela 5.10 que o pH efluente de ambos reatores não variaram significativamente e, portanto não comprometeram o desempenho do sistema. Também ocorreu a produção de alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente, mostrando a estabilidade no sistema, mesmo ocorrendo uma pequena produção de ácido no reator ASBBR.

Quanto à concentração de matéria orgânica do afluente, houve uma variação expressiva durante o período de operação, podendo ser verificada pela apresentação do desvio padrão considerável. Esta matéria orgânica está diretamente correlacionada com a presença de sólidos no afluente, sendo constatados valores altos de sólidos no sistema. Constatou-se que, mesmo após o tratamento, a concentração de sólidos no efluente continuou alta. Além disso, observou-se que o sistema com biomassa imobilizada apresenta menor capacidade de retenção de sólidos quando comparado com o sistema com biomassa granular.

Ainda, comparando os dois reatores, verificou-se que o reator ASBR apresenta melhor eficiência de remoção de matéria orgânica (69% - DQO_{Bruta}) quando comparado com o reator ASBBR (54% - DQO_{Bruta}) para a condição de intensidade de agitação igual a 40 rpm.

Na Tabela 5.11 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas na operação dos reatores ASBR e ASBBR, na condição de intensidade de agitação igual a

80 rpm. Estes valores médios correspondem aos ensaios realizados durante 21 dias após o término do ensaio com intensidade de agitação igual a 40 rpm.

Tabela 5.11: Valores médios (9 amostras) das variáveis monitoradas na operação com rotação 80 rpm.

Parâmetro	Afluente	Efluente ASBR	Efluente ASBBR
pH	7,35 ± 0,21	6,49 ± 0,29	6,67 ± 0,17
DQO _{Bruta} , mg/L	829 ± 195	345 ± 65	247b ± 27
Efic. DQO _{Bruta} (%)		57	69
DQO _{Filtrada} , mg/L	385 ± 91	214 ± 59	165 ± 36
Efic. DQO _{Filtrada} (%)		74	80
Alcalinidade, mgCaCO ₃ /L	127 ± 21	92 ± 42	146 ± 17
Ácidos Voláteis, mgHAc/L	63 ± 12	109 ± 33	77 ± 15
ST, mg/L	963 ± 188	706 ± 78	702 ± 194
SVT, mg/L	604 ± 173	436 ± 73	415 ± 137
SST, mg/L	303 ± 63	147 ± 86	90 ± 30
SSV, mg/L	269 ± 73	126 ± 77	75 ± 23

Constata-se que quando ocorre o incremento da intensidade de agitação, o reator ASBR tende a uma certa desestabilização, pois o pH do seu sistema diminui, há redução da alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente e ocorre produção de ácidos. Já no sistema ASBBR ocorre justamente o oposto. Ainda comparando os dados apresentados nas Tabelas 5.10 e 5.11, verifica-se que com o incremento da intensidade de agitação, o sistema ASBBR tendeu a superar o sistema ASBR na eficiência de remoção de sólidos, fato este não evidenciado quando a rotação estava ajustada a 40 rpm.

Quanto à remoção de matéria orgânica, verifica-se que o incremento da intensidade de rotação proporcionou uma melhoria significativa no sistema ASBBR.

Assim, constatou-se que o aumento da intensidade de agitação proporciona melhoria nos fluxos de transferência de massa e, portanto, aumenta a velocidade de consumo de substrato. Entretanto, o aumento da intensidade de agitação foi excessiva para o reator granulado, causando ruptura dos grânulos e resultando em baixa eficiência de separação de sólidos.

Vale mencionar que no momento em que ocorreu o aumento da intensidade de agitação foi visualmente detectado que no reator ASBBR saiu um caldo preto de dentro

das espumas, sendo que provavelmente este líquido estava em uma zona morta do reator, e no momento em que ocorreu o aumento da intensidade de agitação proporcionou uma maior mistura no tanque.

Nas Figuras 5.21 e 5.22 são apresentadas as variações da concentração de matéria orgânica ao longo do período do ensaio para o afluente e efluente dos reatores ASBR e ASBBR, respectivamente, bem como a eficiência de remoção nas condições de intensidade de agitação igual a 40 e 80 rpm. Conforme já descrito, novamente verifica-se uma perda de eficiência no reator granulado quando a intensidade de agitação é aumentada e, para o reator com leito imobilizado, verifica-se comportamento oposto a este.

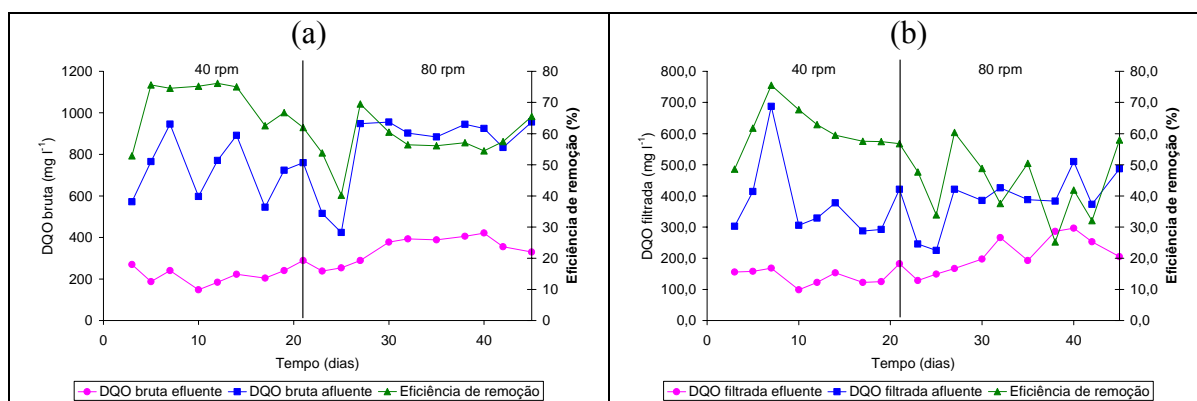


Figura 5.21: Concentração de matéria orgânica (em DQO) bruta (a) e filtrada (b) para o efluente e afluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições de 40 e 80 rpm.

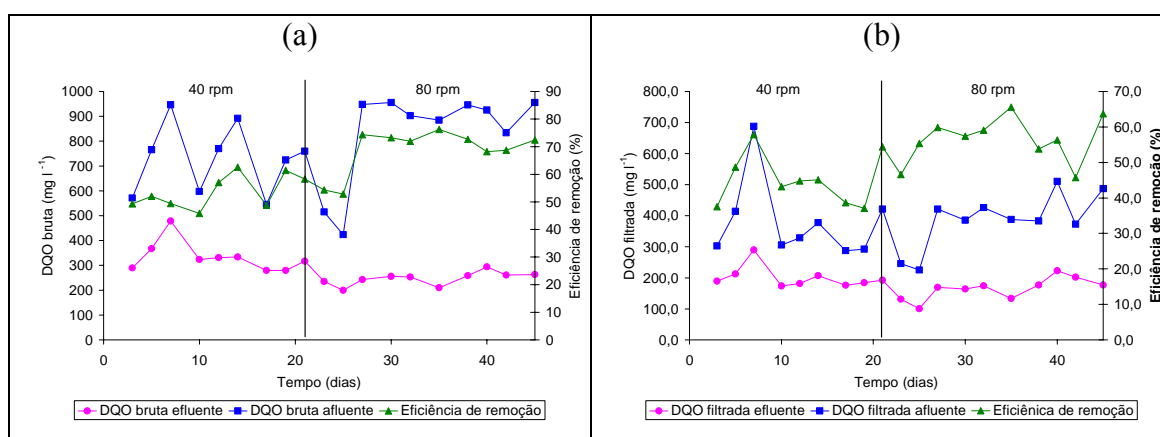


Figura 5.22: Concentração de matéria orgânica (em DQO) bruta (a) e filtrada (b) para o efluente e afluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de 40 e 80 rpm.

Na Figura 5.23 são apresentadas as distribuições ao longo do período de análise da alcalinidade a bicarbonato e dos ácidos voláteis do afluente e efluente dos reatores estudados. Verifica-se que após o aumento da intensidade de agitação a alcalinidade do

sistema ASBR decresce e os ácidos aumentam, mostrando uma certa desestabilidade no sistema.

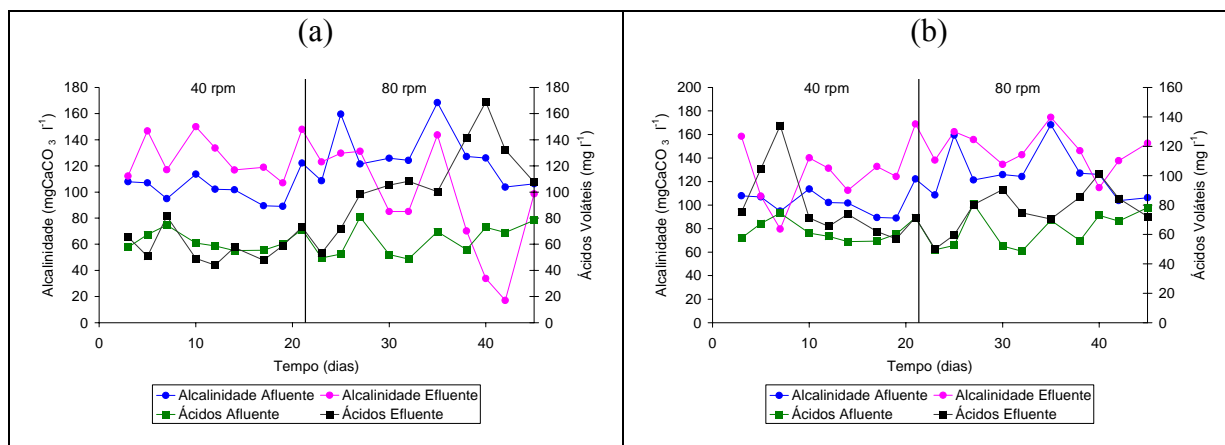


Figura 5.23: Alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBR (a) e ASBBR (b).

Nas Figuras 5.24 e 5.25 são apresentados os perfis da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação dos reatores ASBR e ASBBR, respectivamente.

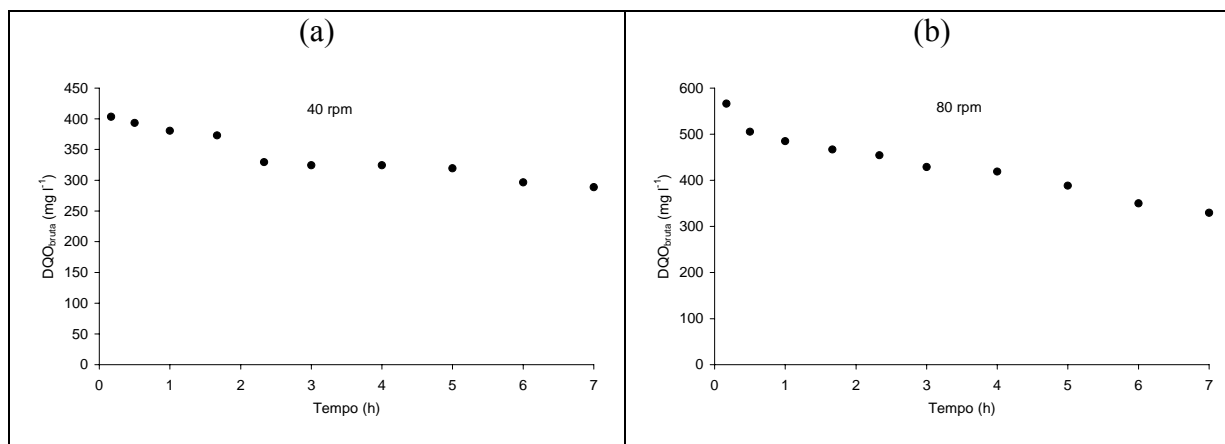


Figura 5.24: Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de intensidade de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

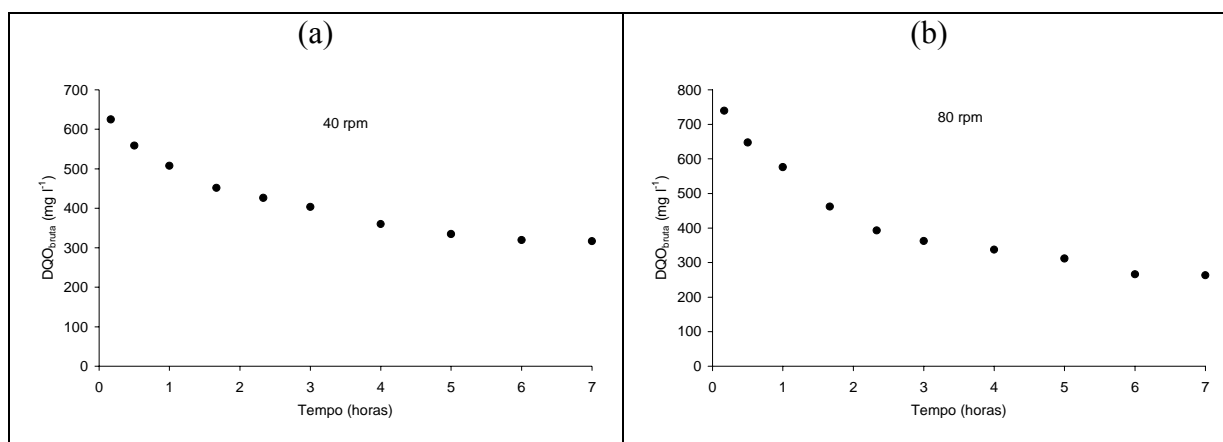


Figura 5.25: Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de intensidade de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

Na Tabela 5.12 são apresentados os valores da constante cinética de primeira ordem (k_1^{app}) e da concentração de substrato residual (C_{sr}) ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados, bem como o coeficiente de correlação (r^2).

Verifica-se que tanto o reator ASBR como o ASBBR não apresentaram diferenças estatisticamente significativas com o aumento da intensidade de agitação, tendendo a ocorrer um pequeno aumento na constante cinética k_1^{app} com o aumento da agitação. Também é observado que os valores das constantes cinéticas K_1^{app} apresentaram valores superiores para o ASBBR em relação ao ASBR, possivelmente devido à transferência de massa.

Os dados obtidos na primeira fase não foram comparados com os dados obtidos na terceira fase, pois além das configurações dos reatores serem diferentes, a matéria orgânica afluyente também é significativamente diferente, uma vez que na primeira fase os reatores foram operados durante o período de férias da Universidade de São Paulo (USP/EESC) o que proporcionou uma matéria orgânica menor.

Tabela 5.12: Valores da constante cinética de primeira ordem (k_1^{app}) e da concentração de substrato residual (Csr) ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados.

Condição		K_1^{app} (h^{-1})	Csr ($mg\ l^{-1}$)	r^2	Chi-sqr
Reator	Agitação (rpm)				
ASBR	40	$0,215 \pm 0,074$	$259,40 \pm 28,68$	0,891	97,37
ASBR	80	$0,244 \pm 0,069$	$294,17 \pm 41,98$	0,887	317,65
ASBBR	40	$0,412 \pm 0,034$	$296,30 \pm 10,85$	0,968	103,88
ASBBR	80	$0,456 \pm 0,044$	$244,07 \pm 18,26$	0,971	378,89

5.3. Fase 2 - Operação Anaeróbia/Aeróbia

5.3.1. Aspectos Gerais do Monitoramento dos Reatores – ASBBR e ASBR

Nessa etapa operacional, a operação foi dividida em duas fases distintas, diferenciadas pelo tempo de ciclo aplicado e pela origem do inóculo. As fases estão relacionadas a seguir.

Fase 2.1

Iniciou a partir do ciclo 498 e empregou o lodo anaeróbio que estava sendo utilizado na primeira fase. O reator foi operado com ciclo total de 8 horas, com a inserção de oxigênio durante a fase de reação. O tempo do ciclo está representado na Tabela 5.13. A quantidade de oxigênio dissolvido no sistema foi mantido em aproximadamente 4 mg/L.

Tabela 5.13: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.1.

	ASBR (h)	ASBBR (h)
Enchimento	1	1
Reação Anaeróbia	2,5	3,5
Reção Aeróbia	1,5	2,5
Sedimentação	2	-
Descarga	0,5	0,5
Repouso	0,5	0,5

Fase 2.1.1

Iniciou a partir do ciclo 667, com tempo de batelada alterado para 12 horas. Os tempos de enchimento, descarga e repouso foram mantidos, entretanto, o tempo de reação passou a ser de 10 horas, sendo que 4 h de forma anaeróbia e 6 h, de aeróbia e estão representados na Tabela 5.14. A quantidade de oxigênio dissolvido no sistema foi mantido em aproximadamente 4 mg/L.

Tabela 5.14: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.1.1.

	ASBR (h)	ASBBR (h)
Enchimento	1	1
Reação Anaeróbia	4	4
Reção Aeróbia	4	6
Sedimentação	2	-
Descarga	0,5	0,5
Repouso	0,5	0,5

Fase 2.2

Iniciou a partir do ciclo 765 e utilizou um inóculo aeróbio. Este inóculo aeróbio foi proveniente da SANEJ-Jaú-SP e o tempo de ciclo foi mantido em 12 horas e está representado na Tabela 5.15. A quantidade de oxigênio dissolvido no sistema, na fase aeróbia, foi mantido em 4 mg/L, aproximadamente.

Tabela 5.15: Tempo de operação (h) dos reatores ASBR e ASBBR na Fase 2.2.

	ASBR (h)	ASBBR (h)
Enchimento	1	1
Reação Anaeróbia	4	4
Reção Aeróbia	4	6
Sedimentação	2	-
Descarga	0,5	0,5
Repouso	0,5	0,5

Para estas fases foram realizadas análises de DQO, pH, alcalinidade e ácidos voláteis, SST, SSV, nitrogênio amoniacal e total, nitrito e nitrato. Os dados operacionais são apresentados no Anexo A.1 nas Tabelas A.7 a A.9, para o reator ASBBR e nas Tabelas A.10 a A.12, para o reator ASBR.

Os valores de pH afluente tiveram uma variação de 6,1 a 7,4, e o pH efluente ficou entre 6,3 e 7,5 em ambos os reatores. Esses valores estão dentro da faixa ótima, na qual se consegue estabilidade operacional, entre 6,0 e 8,0 (Chernicharo, 1996).

As Figuras 5.26 a 5.29 apresentam os valores de remoção da matéria orgânica como DQO e as eficiências, ao longo destas fases, para ASBBR e ASBR. Os algarismos romanos que estão marcados nas figuras representam as fases operacionais acima descritas.

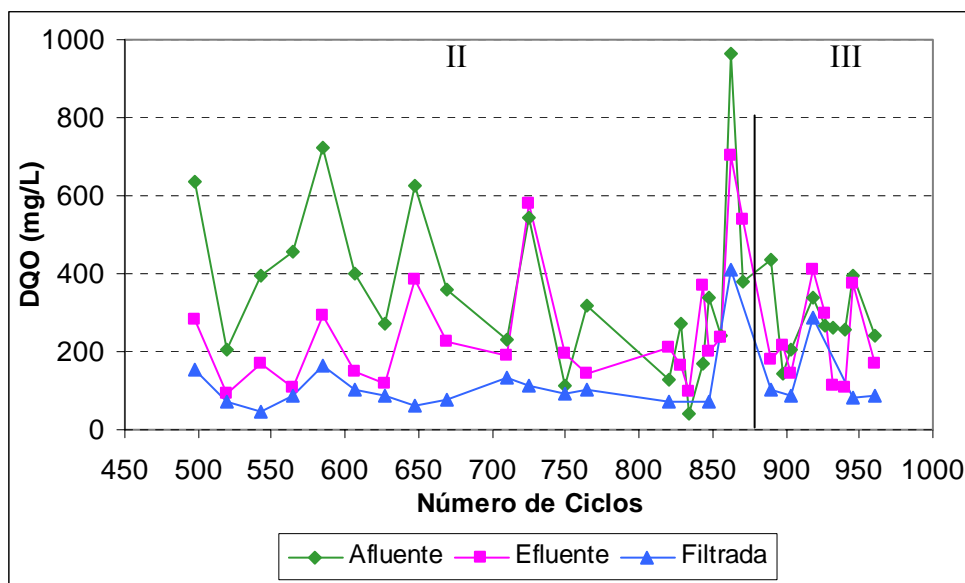


Figura 5.26: DQO_{BRUTA} afluente e efluente e DQO_{FILTRADA} no reator ASBBR. Fase II – lodo anaeróbio. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP.

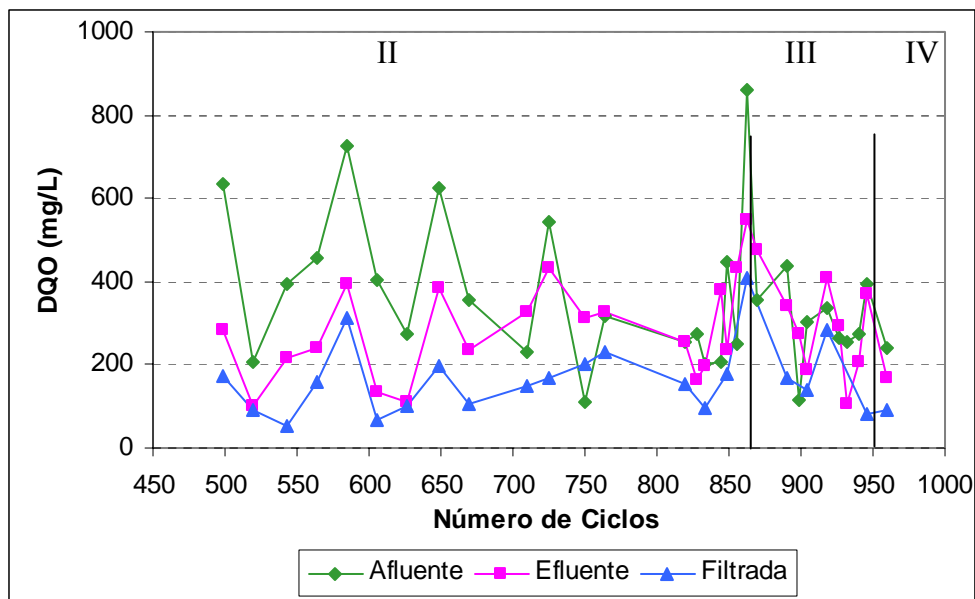


Figura 5.27: DQO_{BRUTA} afluente e efluente e DQO_{FILTRADA} no reator ASBR. Fase II – lodo anaeróbio. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP. Fase IV – lodo aeróbio/Faber Castell.

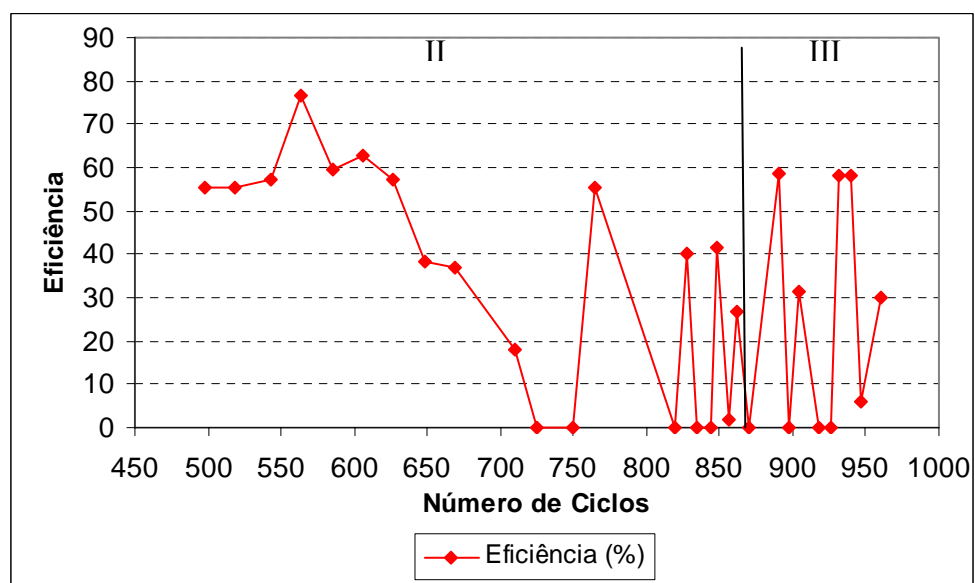


Figura 5.28: Eficiência de remoção de DQO_{BRUTA} no reator ASBR. Fase II – lodo anaeróbio. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP.

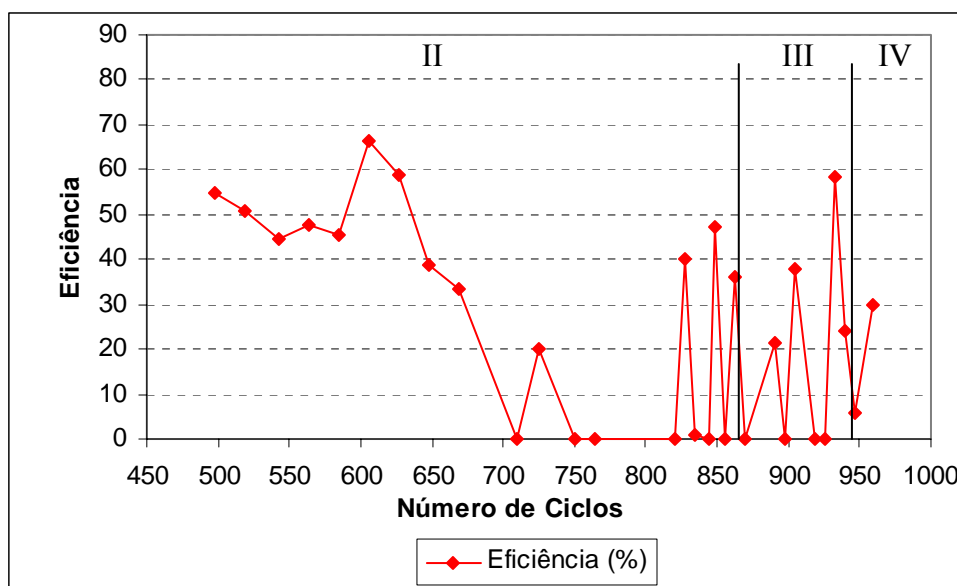


Figura 5.29: Eficiência de remoção de DQO_{BRUTA} no reator ASBR. Fase **II** – lodo anaeróbio. Fase **III** – lodo aeróbio/Jaú-SP. Fase **IV** – lodo aeróbio/Faber Castell.

Vale ressaltar que para os valores de eficiência negativos adotou-se o valor zero. Assim, observa-se que o sistema, logo após o início da inserção de oxigênio, apresentou eficiências muito parecidas com a primeira fase. Entretanto, os reatores começaram a apresentar instabilidade e as eficiências de remoção foram decaindo, chegando a apresentar resultados onde a quantidade de matéria orgânica na saída era maior do que na entrada, o que levou os sistemas à falência na fase II. A partir do início da fase III, 293º dia de operação, houve a troca de inóculo, mas os sistemas continuaram instáveis e apresentando eficiência insatisfatória, da ordem de 59 a 0%.

A alcalinidade média afluente foi de 118 mgCaCO₃/L e efluente, de 160 e 154 mgCaCO₃/L, para o ASBBR e ASBR, respectivamente, o que demonstra produção de alcalinidade, como pode ser observado nas Figuras 5.30 e 5.31.

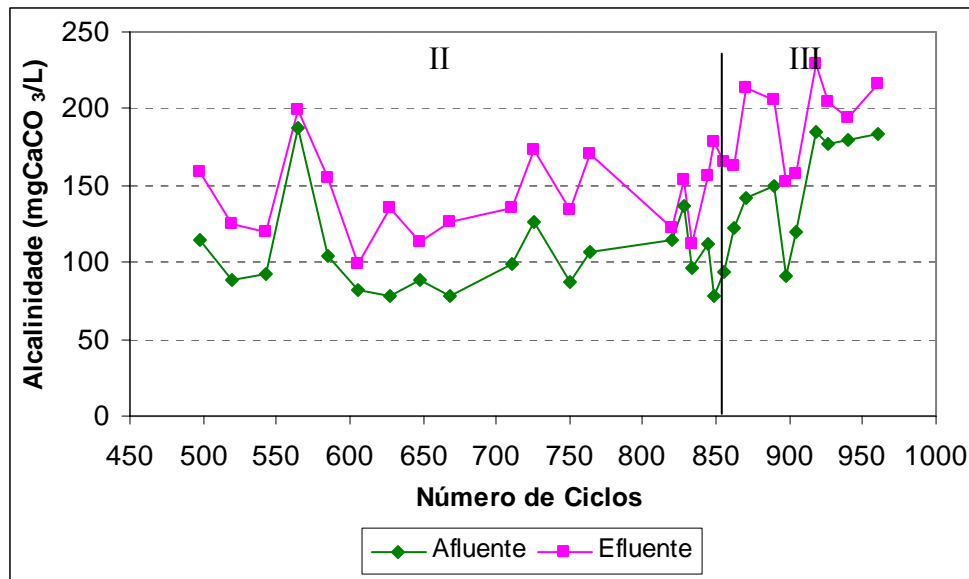


Figura 5.30: Alcalinidade, afluente e efluente, no reator ASBBR. Fase II – lodo anaeróbio. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP.

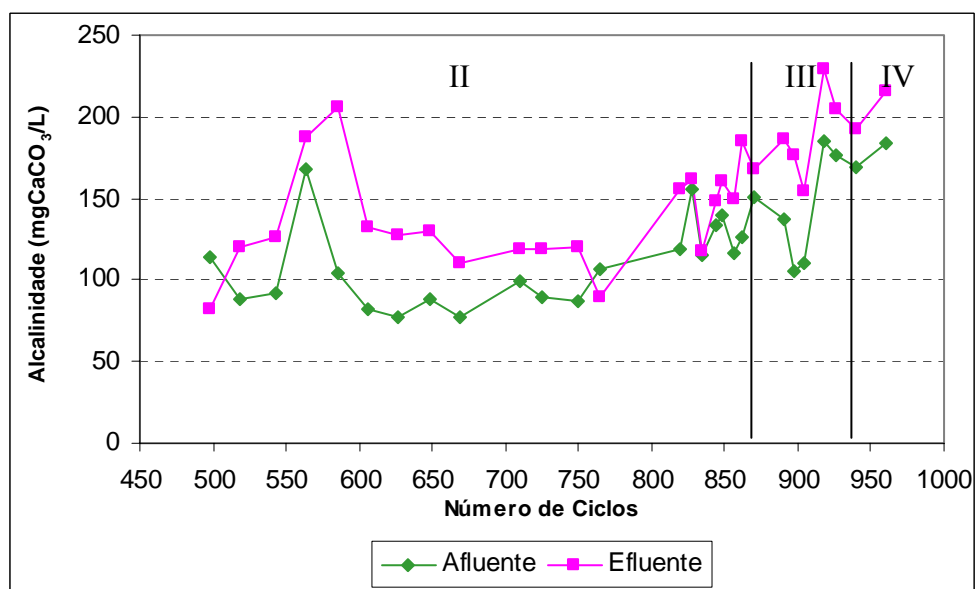


Figura 5.31: Alcalinidade, afluente e efluente, no reator ASBR. Fase II – lodo anaeróbio. Fase III – lodo aeróbio/Jaú-SP. Fase IV – lodo aeróbio/Faber Castell.

A concentração de ácidos voláteis foi bastante regular ao longo da operação, apresentando apenas alguns picos isolados que estão relacionados com o aumento pontual da DQO afluente, possivelmente causado pela alteração da composição do afluente, conforme pode ser observado nas Figuras 5.32 e 5.33.

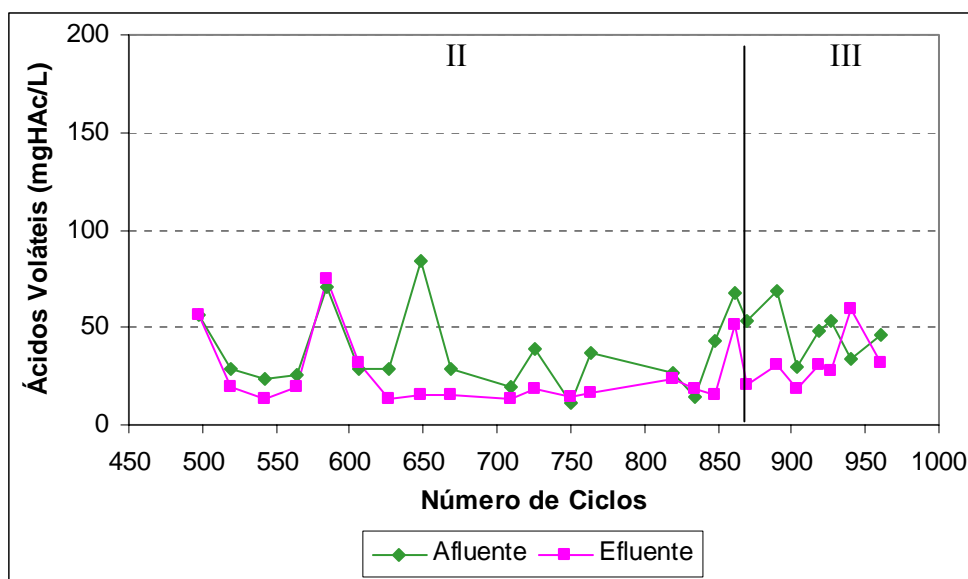


Figura 5.32: Concentrações de ácidos voláteis, afluente e efluente, no reator ASBBR. Fase **II** – lodo anaeróbio. Fase **III** – lodo aeróbio/Jaú-SP.

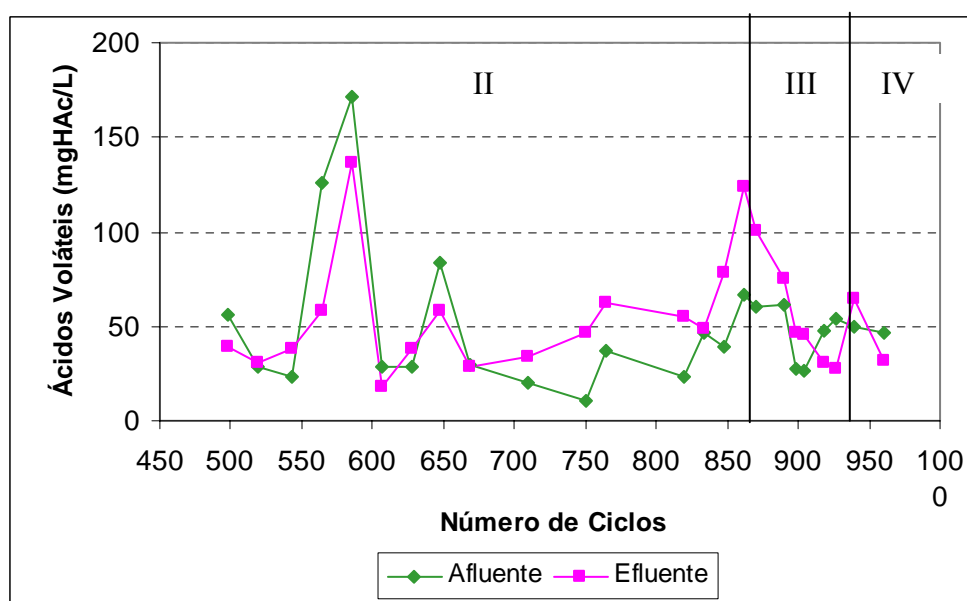


Figura 5.33: Concentrações de ácidos voláteis, afluente e efluente, no reator ASBR. Fase **II** – lodo anaeróbio. Fase **III** – lodo aeróbio/Jaú-SP. Fase **IV** – lodo aeróbio/Faber Castell.

O valor médio de concentração de AVT no afluente foi de 40 mg/L e efluente de 27 mg/L para o ASBBR e, 55 mg/L para o ASBR, comprovando tal estabilidade pelo não acúmulo desses intermediários.

Os valores encontrados para sólidos suspensos voláteis variaram muito conforme mostram as Figuras 5.34 e 5.35.

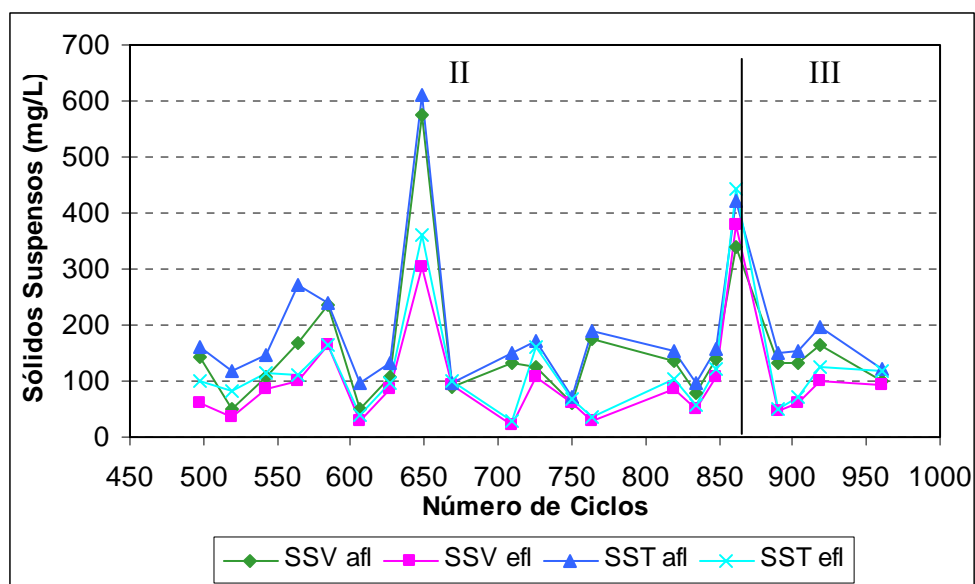


Figura 5.34: Variação da concentração de sólidos suspensos no afluente e efluente do reator ASBBR. Fase **II** – lodo anaeróbico. Fase **III** – lodo aeróbio/Jaú-SP.

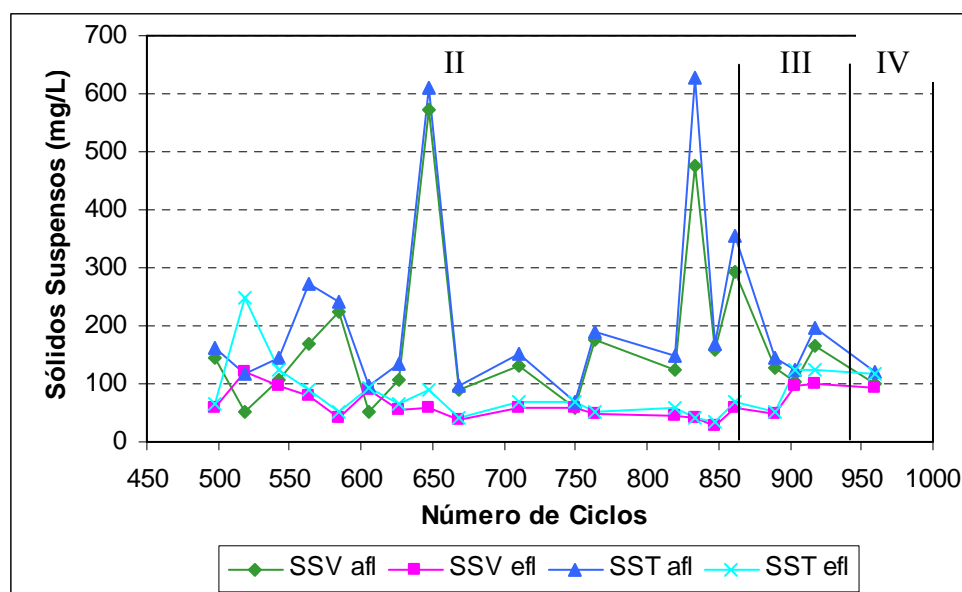


Figura 5.35: Variação da concentração de sólidos suspensos no afluente e efluente do reator ASBR. Fase **II** – lodo anaeróbico. Fase **III** – lodo aeróbio/Jaú-SP. Fase **IV** – lodo aeróbio/Faber Castell.

A quantidade de sólidos retidos na espuma de poliuretano do ASBBR foi analisada em termos de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis totais (STV) ao final desta fase. O valor encontrado foi 0,416 kg ST/kgsuporte e em termos de massa total (kg) presente no reator, o valor foi de 3,73 kg ST. Em termos de ST por volume líquido, o valor encontrado foi igual a 5,74 g ST/L. O SVT médio encontrado no ASBBR foi igual a 0,252 kg SVT/kgsuporte, em termos de massa total 2,26 kg SVT e massa por volume de batelada igual a 3,48 g STV/L. No reator ASBR, foram encontrados 13 g ST/L e 0,77

g SVT/L. Esses dados indicam grande perda de sólidos aderidos ao suporte inerte no ASBBR e de lodo granular no ASBR, comparados com os dados encontrados na primeira fase, podendo justificar as baixas eficiências observadas nesta etapa operacional.

Os sistemas não apresentaram variações significativas no nitrogênio total afluente, no intermediário (quando era iniciada a aeração) e no efluente, com valores médios de 26, 32 e 33 mg/L, respectivamente. Também não foram observados grandes variações de nitrogênio amoniacal no afluente, no intermediário e no efluente, com valores médios iguais a 49, 51 e 47 mg/L no ASBBR e 49, 53 e 45 mg/L no ASBR. Os reatores não apresentaram oxidação do íon amônio e formação do nitrito e nitrato, refletidos nos valores constantes de pH e de alcalinidade sempre crescentes.

Os perfis de oxigênio dissolvido nos reatores ASBBR e ASBR estão apresentados nas Figuras 5.36 e 5.37, quando operados com ciclo de 8 horas, e nas Figuras 5.38 e 5.39, quando operados com ciclos de 12 horas.

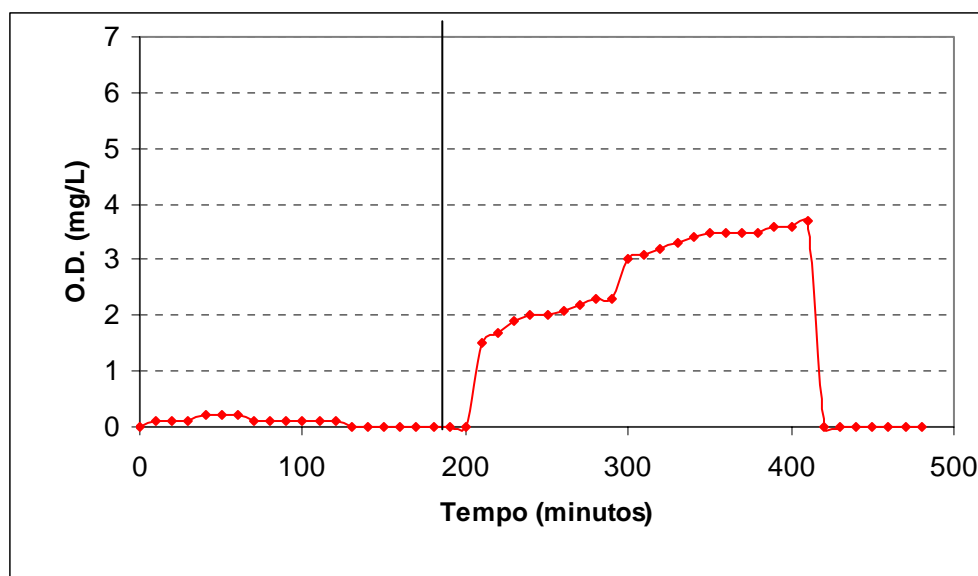


Figura 5.36: Perfil de oxigênio dissolvido no reator ASBBR, com ciclo de 8 horas.

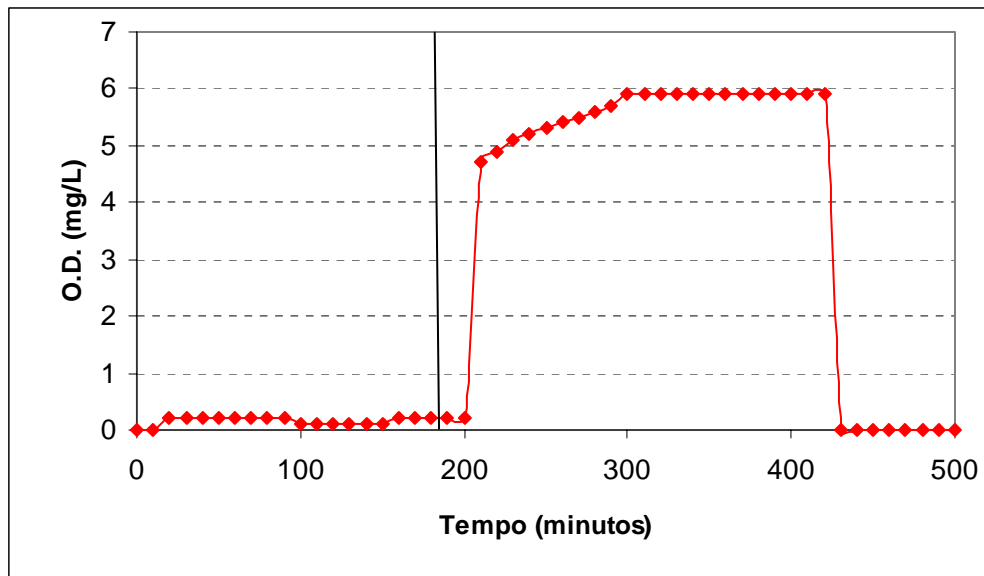


Figura 5.37: Perfil de oxigênio dissolvido no reator ASBR, com ciclo de 8 horas.

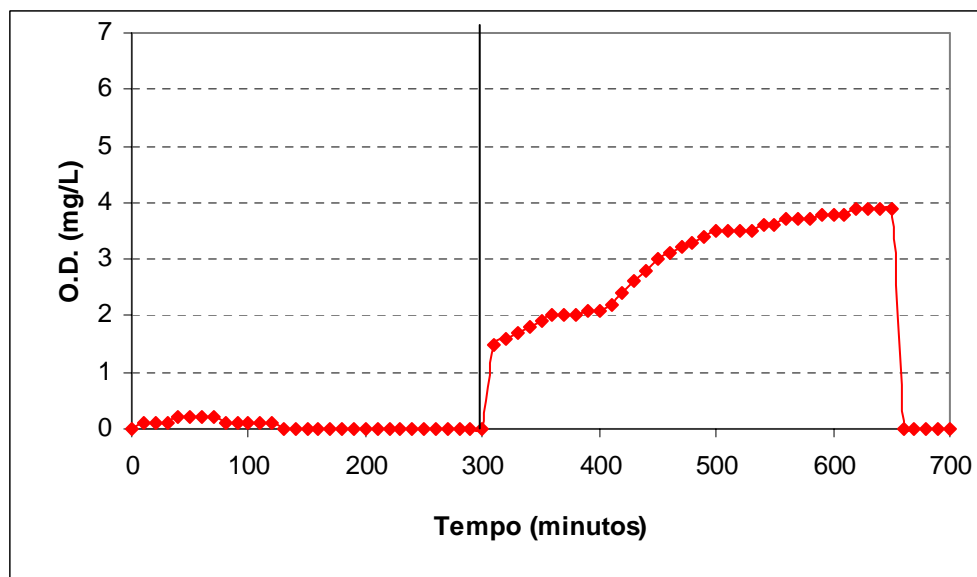


Figura 5.38: Perfil de oxigênio dissolvido no reator ASBR, com ciclo de 12 horas.

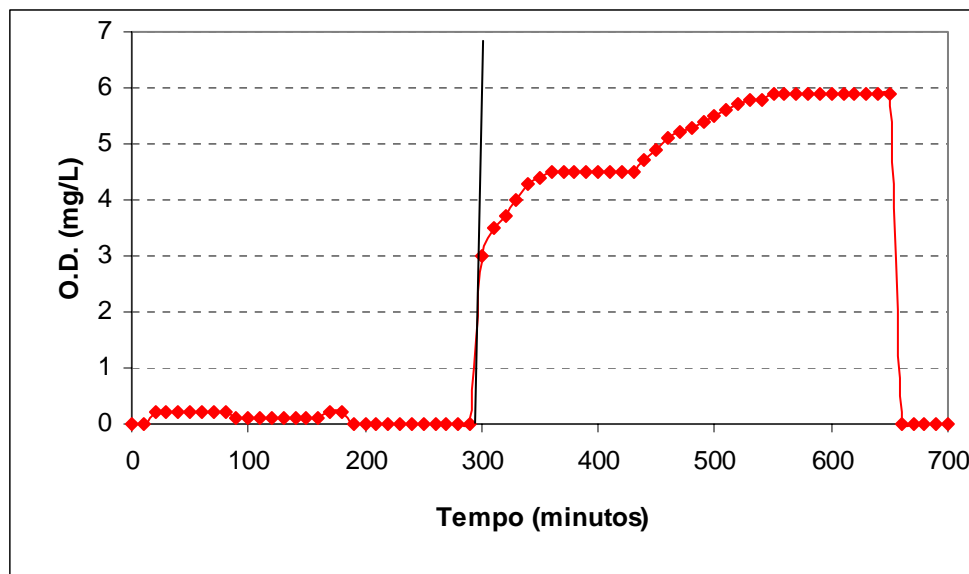


Figura 5.39: Perfil de oxigênio dissolvido no reator ASBR, com ciclo de 12 horas.

Van Haandel & Marais (1999) verificaram que a concentração mínima de oxigênio dissolvido necessário para manter um ambiente aeróbio depende de vários fatores: tamanho do floco, intensidade de agitação, temperatura e, principalmente, taxa de consumo de oxigênio. Os autores comentam que a concentração mínima de OD para que seja realizada a nitrificação é de 2 mg/L.

De acordo com as Figuras, o oxigênio dissolvido não foi fator limitante para que os organismos aeróbios estabilizassem a matéria orgânica, uma vez que foi mantida a concentração necessária para a degradação da matéria orgânica pelos microrganismos aeróbios.

5.3.2. Análise Microbiológica

As estimativas do NMP (número mais provável) das bactérias nitrificantes, desnitrificantes e oxidadoras do íon amônio estão apresentadas na Tabela 5.16.

Tabela 5.16: NMP de bactérias nitrificantes e desnitrificantes.

Bactérias	ASBBR (NMP/mL)	ASBR NMP/mL)
Amônio – oxidantes	$\geq 10^5$	$\geq 10^4$
Nitrito - oxidantes	$\geq 10^5$	$\geq 10^3$
Desnitrificantes	$\geq 2,4 \cdot 10^6$	$\geq 2,4 \cdot 10^6$

No ASBBR, a determinação do NMP indicou a existência, na mesma ordem de grandeza, da população de organismos oxidadores de íon amônio e nitrito. Smorzewski & Schmidt (1991) realizaram diversos estudos para a estimativa de bactérias nitrificantes em sedimentos de lagos e constataram que a população de bactérias oxidadoras de amônio foi maior que a população de bactérias oxidadoras de nitrito. Ao considerar que a máxima velocidade de crescimento de nitrito-oxidantes é menor que de amônio-oxidantes (Jetten *et al.*, 2001) e que a oxidação de amônio é etapa limitante da reação de nitrificação (Gray, 1992), esperava-se encontrar uma população mais abundante de *Nitrossomonas* do que de *Nitrobacter* no lodo. No ASBR, verificou-se que o número de *Nitrossomonas* foi superior ao número de *Nitrobacter*.

Mendonça (2002) estimou $2,9 \times 10^6$ NMP/mL de bactérias oxidadoras de amônio, e $5,6 \times 10^4$ NMP/mL de bactérias oxidadoras de nitrito para relações DQO/NTk superiores a 6, em reator de lodos ativados empregado no pós-tratamento de efluente de reator de leito expandido. O autor observou a tendência das células oxidadoras de amônio se apresentarem em maior número que as oxidadoras de nitrito. Fazolo (2003) observou a mesma tendência e encontrou o NMP por mL de espuma de células oxidadoras de íon amônio iguais a $7,0 \times 10^6$ e oxidadoras de nitrito a $2,4 \times 10^6$.

A concentração de bactérias nitrificantes influencia diretamente na nitrificação (Ford *et al.*, 2000). As estimativas de bactérias nitrificantes encontradas nos reatores apresentaram valores muito baixos, quando comparados com os dos pesquisadores acima, o que demonstra a dificuldade da microbiota em oxidar o íon amônio a nitrato e nitrito. O fato foi comprovado pelo monitoramento físico-químico, em que não foi observada a formação de nitrato nos reatores.

Outros fatores ambientais também podem influenciar o processo de nitrificação, como por exemplo, pH, alcalinidade, concentração de nitrogênio amoniacal, oxigênio dissolvido e de matéria orgânica, relação carbono-nitrogênio (C/N), temperatura e compostos inibidores (Barnes & Bliss, 1983; Abreu, 1994). Entretanto, pode-se dizer que todos esses fatores foram controlados durante a pesquisa e, aparentemente, não foram etapa limitante para explicar a ausência de nitrificação. Os fatores que podem ter influenciado na falta de oxidação biológica do nitrogênio em cada ciclo operacional, seriam: tempo de adaptação e formação da biomassa nitrificante, baixa quantidade de bactérias observadas e o estresse imposto às bactérias pela frequência de anaerobiose.

Com o objetivo de caracterizar a biomassa imobilizada nas matrizes de espuma e no lodo granular, foram realizadas análises microscópicas do lodo, nos seguintes dias

operacionais: 271°, 318° e 363°. O resumo das morfologias observadas estão apresentados nas Figuras 5.40 a 5.44 e nas Tabelas 5.17 e 5.18, para o ASBBR e ASBR, respectivamente. As amostras foram coletadas de espumas do ASBBR no meio da altura do cesto, e do ASBR no licor misto.

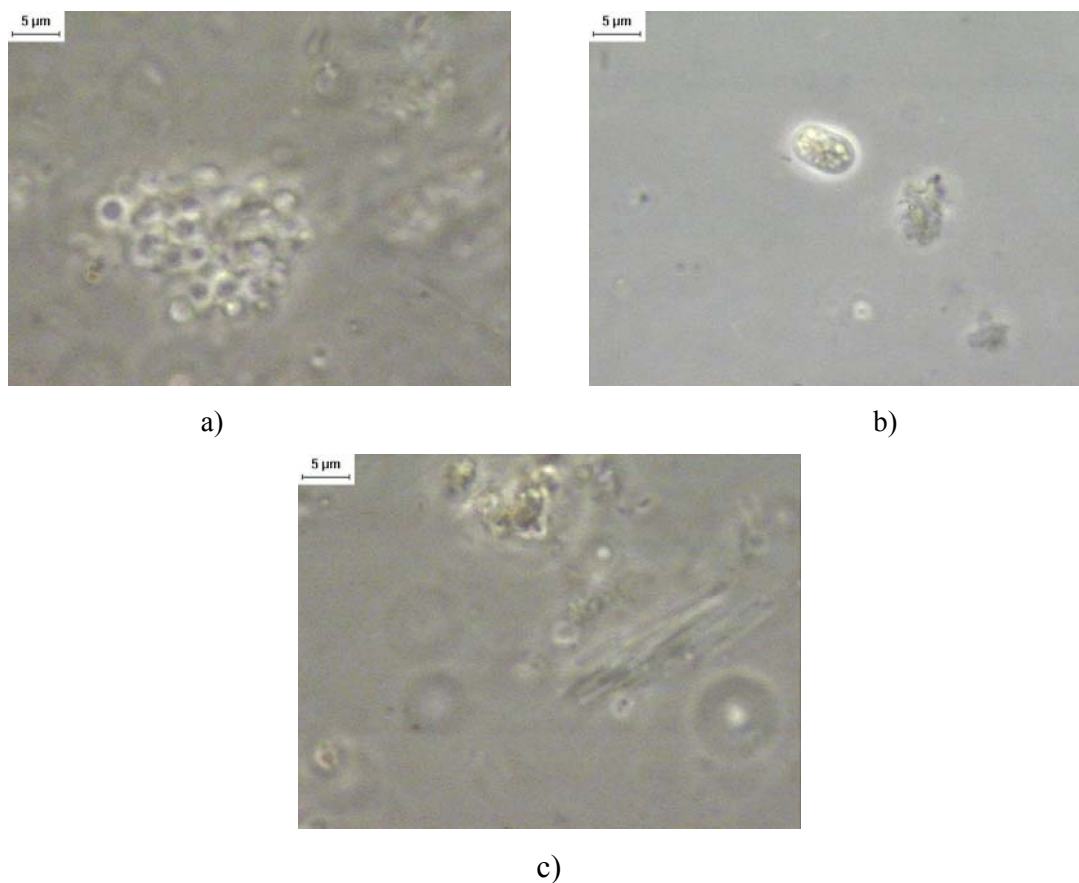


Figura 5.40: Espécies microbianas observadas no reator ASBBR na 2ª. fase de operação (271°. dia). a) aglomerado de cocos; b) células semelhantes à bactérias fototróficas anoxigênicas; c) células semelhantes à *Methanosaeta*.

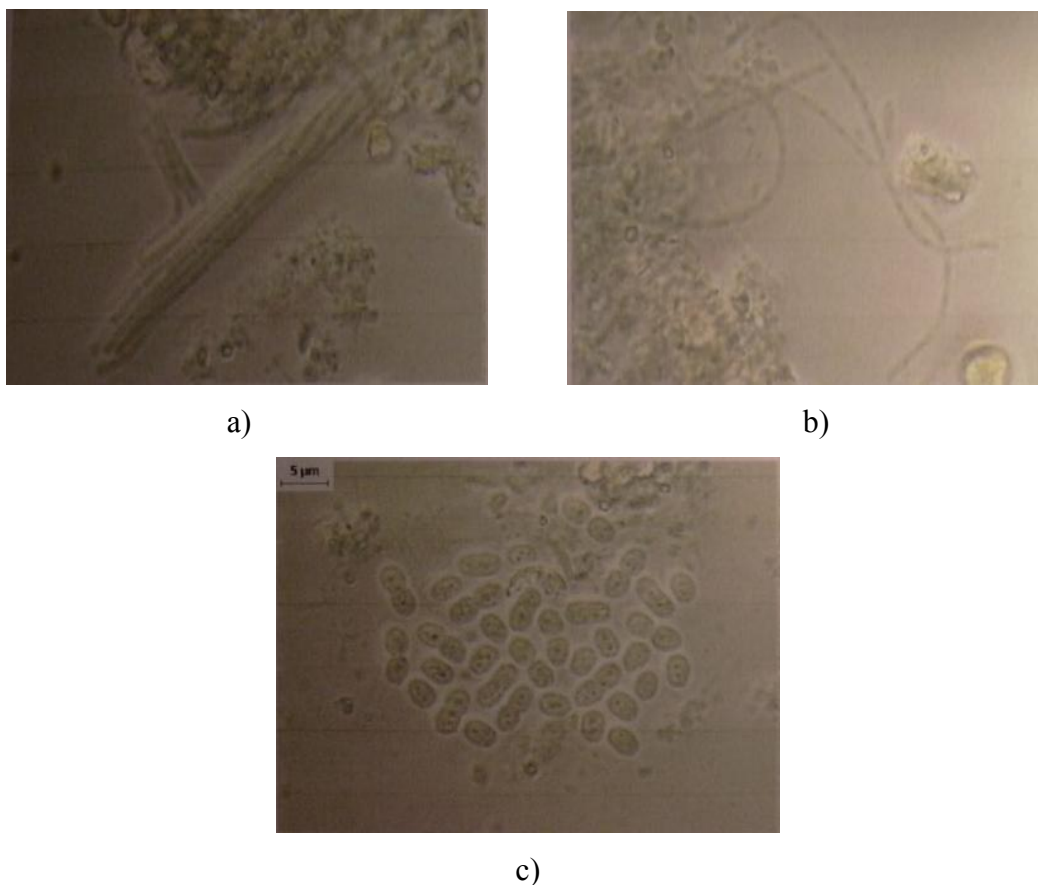


Figura 5.41: Espécies microbianas observadas no reator ASBBR na 2ª. fase de operação (318°. dia). a) células semelhantes à *Methanosaeta* (células íntegras); b) células semelhantes à *Methanosaeta* (ausência de integridade das células); c) células semelhantes a bactérias fototróficas anoxigênicas.

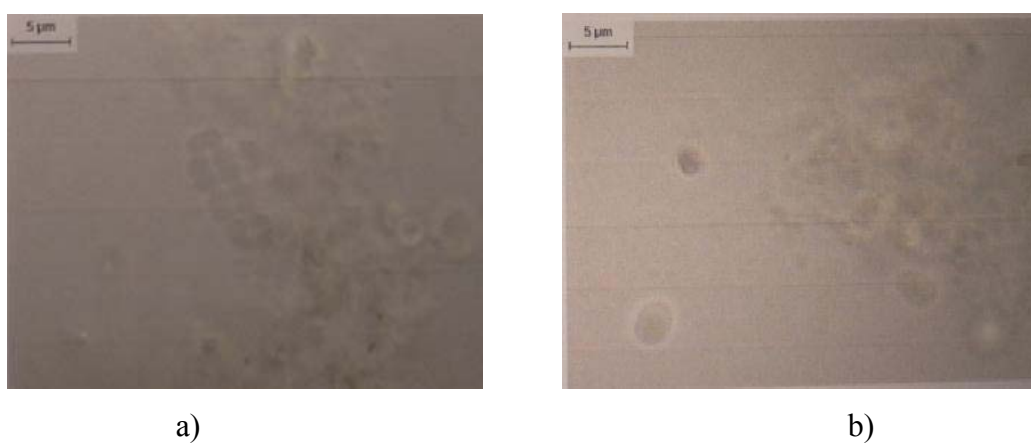


Figura 5.42: Espécies microbianas observadas no reator ASBBR na 2ª. fase de operação (363°. dia). a) arranjo de cocobacilos semelhantes a fototróficas anoxigênicas; b) células semelhantes a fototróficas anoxigênicas.

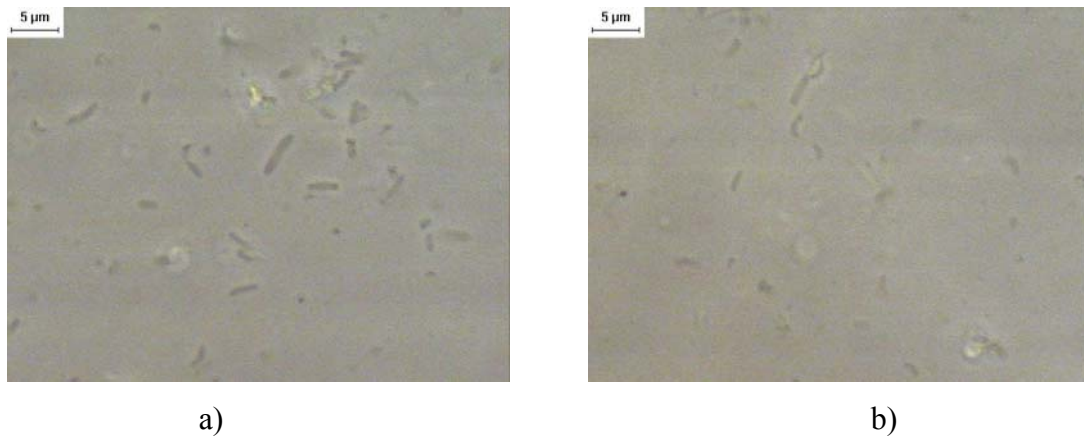


Figura 5.43: Espécies microbianas observadas no reator ASBR na 2^a. fase de operação (271^o. dia). a) bacilos diversos; b) vibrio.

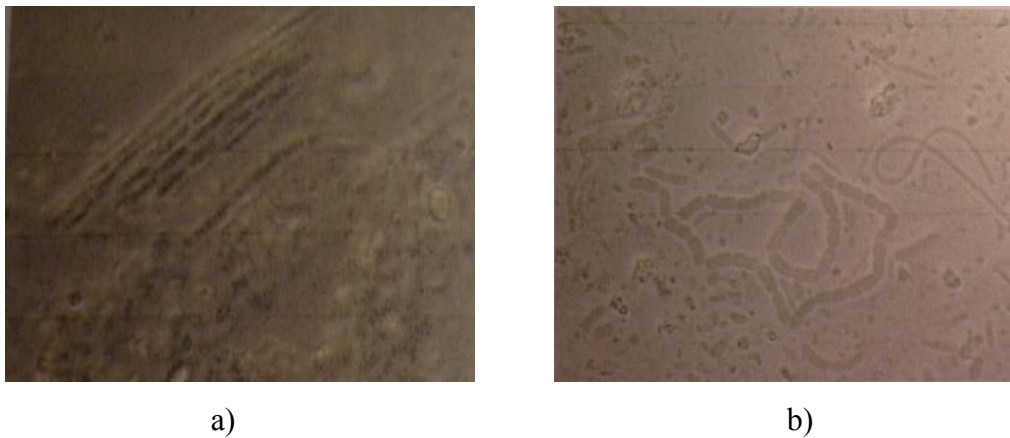


Figura 5.44: Espécies microbianas observadas no reator ASBR na 2^a. fase de operação (318^o. dia). a) células semelhantes a *Methanosaeta*; b) cadeia de bacilos.

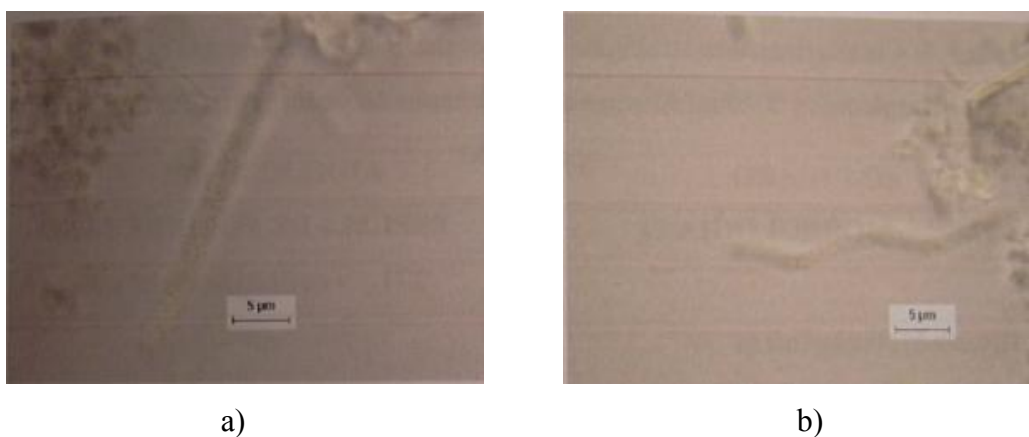


Figura 5.45: Espécies microbianas observadas no reator ASBR na 2^a. fase de operação (363^o. dia). a) filamentos com inclusões semelhantes a *Beggiatoa*; b) espirilos.

Tabela 5.17: Caracterização morfológicas das células aderidas à espuma de poliuretano, amostradas nos dias 271^o., 318^o. e 363^o. de operação do reator ASBBR.

MORFOLOGIA	ESPUMA DE POLIURETANO		
	271 ^o . DIA	318 ^o . DIA	363 ^o . DIA
Arqueas Metanogênicas			
<i>Methanosarcina</i> sp.	-	-	+++
<i>Methanosaeta</i> sp.	+	++	-
Bacilos fluorescentes	-	-	-
Bactérias			
Bacilos com extremidades arredondadas	++	+	+
Bacilos curvos	+	+	+
Bacilos delgados	+	+	+
Bacilos ovalados	+	++	++
Bacilos com inclusões	-	+	-
Bacilos esporulados	-	-	-
Cocos	++	++	+
Cocos em cadeia	-	-	-
Espiroqueta	-	-	-
Espirilos	-	-	-
Filamentos	-	-	-
Bactérias fototróficas anoxigênicas	++	++++	+++

(++++) predominantes, (+++) freqüentes; (++) pouco freqüentes, (+) raros, (-) não foram observados.

Tabela 5.18: Caracterização morfológicas das células aderidas à espuma de poliuretano, amostradas nos dias 271^o., 318^o. e 363^o. de operação do reator ASBR.

MORFOLOGIA	GRÂNULOS		
	271 ^o . DIA	318 ^o . DIA	363 ^o . DIA
Arqueas Metanogênicas			
<i>Methanosarcina</i> sp.	-	-	-
<i>Methanosaeta</i> sp.	-	++	+
Bacilos fluorescentes	-	-	-
Bactérias			
Bacilos com extremidades arredondadas	+++	++++	++
Bacilos curvos	+++	+	-
Bacilos delgados	++	++	-
Bacilos ovalados	+	+++	++
Bacilos com inclusões	-	++++	-
Bacilos esporulados	-	-	-
Cocos	+	-	-
Cocos em cadeia	-	+++	-
Espiroqueta	-	-	-
Espirilos	-	-	+
Filamentos	-	+	++
Bactérias fototróficas anoxigênicas	-	-	-

(++++) predominantes, (+++) freqüentes; (++) pouco freqüentes, (+) raros, (-) não foram encontrados.

Foram observadas de acordo com as Figuras 5.40 a 5.42 a Tabela 5.17, no reator ASBBR, diferentes tipos morfológicos de microrganismos e não foi verificada a presença de arqueas metanogênicas semelhantes a *Methanosarcina*. Os organismos mais

observados foram as arqueas semelhantes a *Methanosaeta*, bacilos com extremidades arredondadas semelhantes a bactérias redutoras do íon sulfato, bacilos curvos, delgados e ovalados, cocos e fototróficas anoxigênicas. As morfologias microbianas mais observadas no lodo granular, de acordo com as Figuras 5.43 a 5.45 e a Tabela 5.18, foram microrganismos semelhantes a *Methanosaeta*, bacilos com extremidades arredondadas semelhantes a bactérias redutoras do íon sulfato, bacilos curvos, delgados, ovalados e com inclusões e cocos em cadeia.

5.3.3. Avaliação Cinética

Ao longo dos ciclos de operação foram realizados perfis temporais de concentração de matéria orgânica, como DQO, para os reatores ASBBR e ASBR, com rotações de 50 e 25 rpm, respectivamente. No entanto, apenas um perfil pôde ser utilizado para avaliação cinética devido ao baixo desempenho do sistema. A esse perfil, obtido no ASBBR, foram ajustadas linhas de tendência de primeira ordem (Equação 4.3). Assim, foi possível estimar o parâmetro cinético aparente (k_1^{app}), $0,2265 \pm 0,0149 \text{ h}^{-1}$, a concentração de matéria orgânica residual (C_{SR}), $114,33 \pm 9,16 \text{ mg/L}$ e o coeficiente de correlação do ajuste (R^2), 0,9894.

A partir do perfil temporal de concentração de substrato foi possível calcular a velocidade normalizada de utilização de substrato (R_S^*), avaliada pela Equação 4.4. Os valores obtidos de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo de ciclo operacional e as velocidades normalizadas de utilização do substrato são apresentados na Tabela 5.19, e a Figura 5.46 relacionam esta velocidade com o tempo.

Tabela 5.19: Concentração de substrato na fase líquida (C_s) e valores das velocidades normalizadas de utilização de substrato em função do tempo para o ASBBR.

Tempo (h)	C_s (mg/L)	R_s (h^{-1})
0,0	420	0,16
0,5	348	0,13
1,0	302	0,10
1,5	272	0,09
2,0	244	0,07
2,5	227	0,06
3,0	190	0,04
3,5	174	0,03
4,0	164	0,03
4,5	155	0,02
5,0	146	0,02
5,5	137	0,01
6,0	134	0,01
6,5	130	0,01
7,0	127	0,01
7,5	124	0,01
8,0	122	0,00
8,5	119	0,00
9,0	120	0,00
9,5	119	0,00
10,0	119	0,00

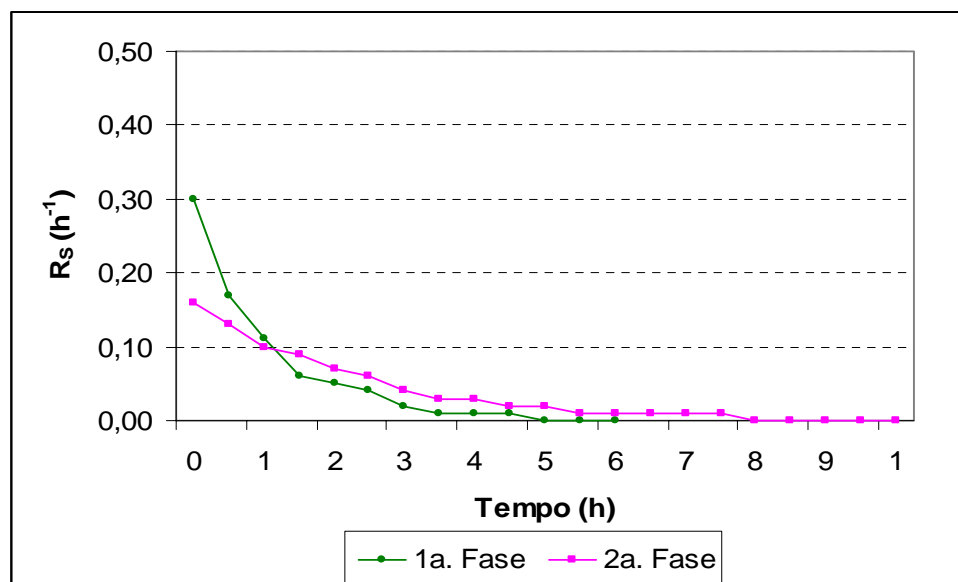


Figura 5.46: Velocidade normalizada de utilização de substrato em função do tempo para o reator ASBBR.

Observando a Figura 5.46, verifica-se que a velocidade global de utilização de substrato nesta fase operacional ficou muito abaixo do que a observada na primeira fase operacional, Figuras 5.5 e 5.6. A degradação ocorreu principalmente na fase não aerada do ciclo, o que está de acordo com a análise microbiológica, a qual indica, que apenas organismos anaeróbios permaneceram no reator nessa etapa operacional. Além disso, os baixos valores de velocidade de remoção de matéria orgânica indicam que, embora a atividade anaeróbia tenha se mantido, foi prejudicada pelos períodos de aeração.

Desses dados concluí-se que não foi possível estabelecer condições adequadas para a estabilização da matéria orgânica no tratamento combinado anaeróbio/aeróbio, permanecendo apenas poucos organismos anaeróbios no sistema e que a degradação da matéria orgânica ocorreu de maneira não satisfatória.

6. CONCLUSÕES

De posse dos resultados do monitoramento dos sistemas na primeira e na terceira fase de operação, onde apenas a condição anaeróbia foi aplicada, pode-se concluir que:

- Na configuração 1 o aumento da intensidade de agitação (5 para 25 rpm no ASBR e 25 para 50 rpm no ASBBR) em reatores operados em bateladas seqüenciais minimiza o efeito de transferência de massa na fase líquida, resultando no aumento da velocidade de remoção de matéria orgânica. Com isso, pode ser possível a diminuição do tempo total de ciclo; e
- Na configuração 2 o aumento da intensidade de agitação de 40 rpm para 80 rpm permitiu uma melhoria nos fluxos de transferência de massa, e portanto, aumentou a velocidade de consumo de substrato no reator com leito imobilizado (ASBBR). Entretanto, para o reator com lodo granulado (ASBR) ocorreu uma desestabilização do sistema, provavelmente por causa das rupturas dos grânulos provocada pela maior agitação.

De posse dos resultados da segunda fase de operação do sistema, onde foram aplicadas as condições anaeróbias e aeróbias, pode-se concluir que:

- Não ocorreu boa remoção tanto da matéria orgânica, pois em várias ocasiões a DQO efluente foi maior do que a DQO afluente, como a de nitrogênio, indicando que a estratégia de operação em ambos os reatores não foi adequada. Isto pode indicar que os microrganismos anaeróbios não suportaram a exposição prolongada ao oxigênio, ou então, os microrganismos aeróbios não sobreviveram ao longo tempo sem oxigênio. Ambos os sistemas se mostraram como grande instabilidade e baixa eficiência de remoção.
- Os processos de nitrificação e desnitrificação não foram detectados nos sistemas ao longo da operação, podendo ser influenciados pelo tempo de adaptação e formação da biomassa nitrificante, a baixa quantidade de bactérias nitrificantes encontradas nas análises microbiológicas e o estresse imposto às bactérias pela frequência da anaerobiose.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Angenent, L.T.; Dague, R.R. (1995). *A Laboratory-Scale Comparison of the UASB and ASBR processes*. In: 50th Purdue Industrial Wastewater Conference Proceedings, Ann Arbor Press, Chelsea, pp. 365-377.
- Abreu, L.M. *Aspectos microbiológicos de los procesos de nitrificación-desnitrificación*. In: Taller y Seminario Latino-Americano de Tratamiento Anaeróbico de Águas Residuales. Montevideú, 1994, p. 55-63.
- Alexander, M., Clark, F.E. *Nitrifying Bacteria*. In C. A. Black (ed.), *Methods of Soil Analysis, part 2. Chemical and microbiological properties*. American Society of Agronomy. Madison, Wis. 1982, pp. 1477 – 1483.
- Barnes, D e Bliss, P.J. *Biological Control of Nitrogen in Wastewater Treatment*. New York. 1983. 146 p.
- Brito, A.G.; Rodrigues, A.C.; Melo, F.L. (1997). *Feasibility of a Pulsed Sequencing Batch Reactor with Anaerobic Aggregated Biomass for the Treatment of Low Strength Wastewaters*. *Water Science and Technology*, 35: 193-198.
- Brunello, G.; Concone, B.R.V. (1986). *Agitação e Aeração em Fermentadores*. In: Borzani, W.; Lima, U.A.; Aquarone, E. *Engenharia Bioquímica*. 1^a ed., v.3. São Paulo, Edgard Blucher. P. 137 – 167.
- Callado, N.H. *Reatores Seqüenciais em Batelada em Sistema Anaeróbico/Aeróbico Tratando Esgoto Sanitário Sintético*. (Tese de Doutorado). São Paulo: Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, 2001. p.221.
- Camargo, E.F.M. (2000). *Tratamento Anaeróbico de Águas Residuárias em Batelada, com Microrganismos Imobilizados e Circulação da Fase Aquosa*. 207 p. Dissertação (Tese de Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Canto, C.S.A.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2005). *Remoção de Nitrogênio com Nitrificação/Desnitrificação em Etapa Única em SBBR com Recirculação da Fase líquida – Efeito do Substrato de Suplementação*. In: Anais do IV Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias. São Carlos, SP. p. 106-115.
- Chernicharo, C.A. *Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias*. Volume 5: Reatores Anaeróbios. ABES, 1996.

- Cubas, S.A.; Foresti, E.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M. (2001). *Influence of the Liquid-Phase Mass Transfer on the Performance of a Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass*. In: Proceeding of 9th World Congress of Anaerobic Digestion. Antuérpia, p. 847 – 852.
- Cubas, S.A.; Foresti, E.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M. (2004). *Influence of Liquid-Phase Mass Transfer on the Performance of a Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass*. *Biochemical Engineering Journal*, 17: 99-105.
- Dague, R.R.; Mickinney, R.E.; Pfeffer, J.T. *Anaerobic activated sludge*. *Journal Water Pollution Control Federation*, 1966, 38 (2): 220-225.
- Dague, R.R.; Habben, C.E.; Pidaparti, S.R. (1992). Initial Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. *Water Science and Technology*, 26: 2429-2432.
- Damasceno, L.H.S. (2004). *Tratamento de Soro de Queijo no ASBR: Influência da Estratégia de Alimentação*. 137 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo.
- Dilallo, R. and Albertson, O.E. *Volatile Acids by Direct Tritation*. *Journal WPCF*, 1961, 33: 356-365.
- Fazolo, A. *Determinação de Parâmetros Cinéticos e de Transferência de Massa em Reator Radial Aeróbio Anóxico Alimentado com Esgoto Sanitário Tratado em Reator Anaeróbio*. (Tese de Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo. 2003. 185p.
- Fernandes, L; Kennedy, K.J.; Ning, Z. (1993). *Dynamic Modeling of Substrate Degradation in Sequencing Batch Anaerobic Reactors (SBAR)*. *Water Research*, 27: 1619-1628.
- Ford, L.D.; Churchwell, R.L. & Kachtick, J.W. *Comprehensive Analysis of Nitrification of Chemical Processing Wastewaters*. *Journal WPCF*, 2000. vol.52, n°11.
- Gray, N.F. *Biology of Wastewater Treatment*. Oxford University Press. New York, US. 1992.
- Huysman, P.; van Meenen, P.; van Assche, P.; Verstraete, W. (1983). *Factors Affecting the Colonization of Non Porous and Porous Packing Materials in Model Upflow Methane Reactors*. *Biotechnology Letters*, 5, p. 643 – 648.

- Iamamoto, C.Y.; Foresti, E. (2005). *Nitrificação e Desnitrificação em reator Operado em Batelada Seqüencial Tratando Águas Residuárias com Alta Concentração de Nitrogênio Amoniacal*. In: Anais do IV Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias. São Carlos, SP. p. 116-123.
- Jetten, M.S. M.; Van Dongen, L.G.J.M.; Van Loosdrecht, M.C.M. *The Combined Sharon/Anammox process*. Stowa: Foundation for Applied Water Research. IWA Publishing. London. 2001.
- Kato, M.T.; Andrade Neto, C.O.; Chernicharo, C.A.L.; Foresti, E.; Cybis, L.F. (1999). *Configurações de Reatores Anaeróbios*. In: Campos, J. R. *Tratamentos de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. PROSAB. Rio de Janeiro. ABES.
- Lapa, K.R.; *Avaliação de Desempenho do Reator Anaeróbio em Batelada Seqüencial (ASBR), Contendo Biomassa Imobilizada em Pedra Pome, para Tratamento de Esgoto Sanitário.(Dissertação de Mestrado)*. Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo. 2003. 106p.
- Lapa, K.R.; Garcia, M. L.; Sakamoto, I.K.; Gianotti, E.P.; Garbossa, L.H.P.; Foresti, E.; Zaiat, M. (2005-a). *Influência de Materiais Suportes no Desempenho de Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Seqüenciais Aplicado ao Tratamento de Esgoto Sanitário*. In: Anais do IV Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias. São Carlos, SP. p. 171-176.
- Mendonça, L.C. *Microbiologia e Cinética de Sistema de Lodo Ativado como Pós-Tratamento de Efluentes de Reator Anaeróbio de Leito Expandido*. (Tese de Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo. 2002. 219p.
- Metcalf & Eddy, INC. (1991) *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse*. 3rd edition. McGraw-Hill, U.S.A.
- Metcalf & Eddy, INC (2002). *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse*. 4^a edição. McGraw-Hill, New York, 1820 p.

- Miqueleto, A.P. *Comportamento de Reator Anaeróbio Operado em Batelada Sequencial, Contendo Biomassa Imobilizada e Submetido à Aumento Progressivo da Concentração do Substrato de Fácil Degradação*. (Tese de Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo. 2003. 92p.
- Münch, V.E.; Lant, P.; Kelles, J. *Simultaneous Nitrification And Denitrification In Bench-Scale Sequencing Batch Reactors*. *Wat. Res.* Vol. 30, No. 2, pp. 277-284, 1996.
- Ndon, U.J.; Dague, R.R. (1994). *Performance e Modeling of the Anaerobic Sequencing Batch Reactor Treating Low Strength Wastewater at Various Temperatures*. In: 67th Annual Conference & Exposition: WEFTEC'94. Chicago, Illinois, Water Environment Federation. p. 253 – 264.
- Oliveira, A.L. & Blundi, C.E. *Desnitrificação em Sistema de Reatores Sequenciais em Batelada Tratando Esgoto Sanitário Sintético Usando como Fonte de Carbono o Próprio Esgoto*. 22^o Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2003.
- Pinho, S.C. (2004) *Tratamento de Água Residuária Parcialmente Solúvel em Reator Anaeróbio em Batelada Sequencial Contendo Biomassa Imobilizada e Agitação Mecânica: Análise da Influência da Intensidade de Agitação e do Tamanho de Biopartícula*. 128 p. Tese (Tese de Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo.
- 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*, 75, p. 127 – 132.
- 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*, 44(4): 305-412.
- Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Camargo, E.F.M.; Ribeiro, R.; Zaiat, M. (2003-a). *Effect of Feeding Strategy on a Stirred Anaerobic Sequencing Fed-Batch Reactor Containing Immobilized Biomass*. *Bioresource Technology*, 90: 199-205.
- Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M. (2003-b). *Operating Feasibility of Anaerobic Whey Treatment in a Stirred Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass*. *Water Science and Technology*, 48: 179-186.

- Ripley, L.E.; Boyle, W.C.; Converse, J.C. (1986) *Improved Alkalimetric Monitoring for Anaerobic Digestions of High-Strength Wastes*. Journal WPCF, 58: 406-411.
- Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Camargo, E.F.M.; Zaiat, M. (2003-a). *Influence of Agitation Rate on the Performance of an Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Granulated Biomass Treating Low-Strength Wastewater*. Advances in Environmental Research, 7: 405-410.
- Sarti, A.; Garcia, M. L.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2002). *Avaliação do Desempenho do Reator Batelada Anaeróbio com Biomassa Imobilizada no Tratamento de Esgoto Sanitário*. In: Anais do I Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias. São Carlos, SP. p. 89-94.
- Sarti, A. *Desempenho de Reatores Descontínuos Anaeróbios em Escala Piloto no Tratamento de Esgoto Sanitário*. (Tese de Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, 2004.
- Sarti, A.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2005). *Tratamento de Esgoto Sanitário Utilizando Reatores Anaeróbios Operados em Bateladas Seqüenciais*. In: Anais do IV Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias. São Carlos, SP. p. 97-105.
- Smorzewski, W.T. & Schmidt, E.L. (1991). Numbers, Activities and Diversity of Autotrophic Ammonia-Oxidizing Bacteria in a Freshwater, Eutrophic Lake Sediment, can. J. Microbiol. 1991, 37, p. 828-833.
- Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (1998). APHA, AWWA, WPCF. Washington D.C., American Public Health Association. 20th edition.
- Sung, S.; Dague, R.R. (1992). *Fundamental Principles of the Anaerobic Sequencing Batch Reactor Process*. In: 47th Purdue Industrial Waste Conference. Proceedings, Purdue University, p. 393 – 408.
- Sung, S.; Dague, R.R. (1995). *Laboratory Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor*. Water Environmental Research, 67: 294-301.
- Timur, H.; Östürk, I. (1999). *Anaerobic Sequencing Batch Reactor Treatment of Landfill Leachate*. Water Research, 33: 3225-3230.
- USEPA United States Environmental Protection Agency. Process Design Manual for Nitrogen Control. Cincinnati 1993.
- Van Haandel A.; Marais, G. *O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado*. Epgraf.,

Campina Grande-PB, 1999.

van't Riet, K.; Tramper, J. (1997). *Basic Bioreactor Design*. 1^a ed.: Nova York, Marcel Dekker, Inc.

Vrábel, P.; van der Lans, R.G.J.M.; Luyben, K.C.A.M.; Boon, L.; Nienow, A.W. (1998). *Mixing in Large-Scale Vessels Stirred With Multiple Radial or Radial and Axial Up-Pumping Impellers: Modeling and Measurements*. *Chemical Engineering Science*, 55, p. 5881 – 5896.

Whichard, D.P. *Nitrogen Removal from Dairy Manure Wastewater Using Sequencing Batch Reactors*. (Master of Science). Faculty of the Virginia Polytechnic Institute and State University. 2001.

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 Microbiology and Biotechnology*, 55: 29-35.

Zhang, R.; Yin, Y.; Sung, S.; Dague, R.R. (1996). *Anaerobic Treatment of Swine Wwaste by the Anaerobic Sequencing Batch Reactor*. In: 51th Purdue Industrial Waste Conference. Proceedings. Pur

ANEXO A

**RESULTADOS GERAIS DO MONITARAMENTO
DOS REATORES ASBBR E ASBR.**

Tabela A.1: Monitoramento do ASBBR na primeira etapa de operação.

Dia de operação	Batelada	T _{AR} máx/min (°C)	T _{LIQ} (°C)	pH af	pH ef	DQO _B af (mg/L)	DQO _B ef (mg/L)	DQO _F af (mg/L)	DQO _F ef (mg/L)	EF _B (%)	EF _F (%)
	3	34/20	25	6,9	7,1	248	67	47	42	73	10
7	18	33/20	25	6,8	6,7	552	185	182	94	67	48
13	36	34/23	26	7,5	7,1	349	113	128	101	67	21
24	69	34/21	26	7,0	7,0	253	47	62	37	81	40
28	81	32/20	25	7,3	7,1	229	62	140	42	73	70
56	165	33/24	27	7,4	7,1	221	87	69	50	61	28
63	186	34/21	26	7,2	7,1	390	106	131	64	73	51
73	216	33/21	26	7,6	7,2	341	128	118	65	63	45
78	231	34/22	28	7,3	6,9	363	227	176	164	37	7
83	246	33/22	28	7,1	7,0	176	87	67	50	51	25
97	288	33/24	29	7,3	7,2	457	202	185	84	56	54
104	309	28/26	25	7,3	7,1	486	153	187	72	69	62
146	410	24/22	25	7,2	7,0	653	385	221	198	41	10
148	415	28/15	24	7,2	6,7	485	283	169	159	42	6

Legenda: T_{AR} – temperatura ambiente, T_{LIQ} – temperatura do líquido, af – amostra afluente, ef – amostra efluente, B – amostra bruta, F – amostra filtrada, EF – eficiência

Tabela A.2: Monitoramento do ASBBR na primeira etapa de operação

Dia de operação	Batelada	SST af (mg/L)	SST ef (mg/L)	SSV af (mg/L)	SSV ef (mg/L)	AB af (mg/L)	AB ef (mg/L)	AVT af (mg/L)	AVT ef (mg/L)
2	3	111	34	109	29	107	115	11	16
7	18	175	57	152	51	98	132	34	33
13	36	125	42	105	36	138	179	28	23
24	69	84	44	71	36	129	161	26	21
28	81	19	8	11	5	107	145	21	13
56	165	165	33	133	27	110	150	17	16
63	186	115	26	95	16	121	151	14	11
73	216	155	45	123	13	105	129	31	19
78	231	82	17	60	11	133	135	37	26
83	246	63	54	52	47	96	123	13	16
97	288	131	59	114	55	131	177	51	25
104	309	135	49	120	46	104	165	44	21
146	410	260	99	222	83	124	152	42	58
148	415	177	72	211	69	133	158	43	66

Legenda: af – amostra afluente, ef – amostra efluente, SST – sólidos suspensos totais, SSV – sólidos suspensos voláteis, AB – alcalinidade a bicarbonato, AVT – ácidos voláteis totais

Tabela A.3: Monitoramento do ASBBR na primeira etapa de operação.

Dia de operação	Batelada	NA af (mg.l ⁻¹)	NA ef (mg.l ⁻¹)	NT af (mg.l ⁻¹)	NT ef (mg.l ⁻¹)
2	3				
7	18				
13	36				
24	69				
28	81				
56	165				
63	186	18	30	62	48
73	216				
78	231	22	24	19	11
83	246	20	25	14	12
97	288				
104	309				
146	410	10	21	66	59
148	415				

Legenda: NA – nitrogênio amoniacal, NT – nitrogênio total, af – amostra afluyente, ef – amostra efluente

Tabela A.4: Monitoramento do ASBR na primeira etapa de operação.

Dia de operação	Batelada	T _{AR} máx/min (°C)	T _{LIQ} (°C)	pH af	pH ef	DQO _B af (mg/L)	DQO _B ef (mg/L)	DQO _F af (mg/L)	DQO _F ef (mg/L)	EF _B (%)	EF _F (%)
2	3	34/20	25	6,91	7,24	248,25	103,66	47,29	47,29	58,25	0,00
7	18	33/20	25	6,80	7,18	552,14	194,33	182,08	125,71	64,80	30,96
13	36	34/23	26	7,47	7,11	348,73	169,83	128,16	74,25	51,30	42,07
24	69	34/21	26	7,04	7,18	253,15	71,80	61,99	42,39	71,64	31,63
28	81	32/20	25	7,32	7,07	228,64	71,80	140,42	59,54	68,60	57,60
56	165	33/24	27	7,42	7,18	221,29	125,71	69,35	59,54	43,19	14,14
63	186	34/21	26	7,23	7,10	390,39	155,12	130,61	84,05	60,27	35,65
73	216	33/21	26	7,58	7,23	340,76	195,48	117,99	93,78	42,63	20,52
78	231	34/22	28	7,25	7,15	362,56	226,96	176,11	164,00	37,40	6,87
83	246	33/22	28	7,13	7,08	176,11	125,26	67,14	59,88	28,87	10,82
97	288	33/24	29	7,32	6,88	456,56	248,25	184,53	162,47	45,63	11,95
104	309	28/26	25	7,31	7,02	485,97	221,29	186,98	142,87	54,46	23,59
146	410	24/22	24,5	7,23	6,96	653,39	243,21	220,84	146,26	62,78	33,77
148	415	28/15	24	7,17	6,92	485,34	248,18	168,63	161,18	48,86	4,42

Legenda: T_{AR} – temperatura ambiente, T_{LIQ} – temperatura do líquido, af – amostra afluyente, ef – amostra efluente, B – amostra bruta, F – amostra filtrada, EF – eficiência

Tabela A.5: Monitoramento do ASBR na primeira etapa de operação.

Dia de operação	Batelada	SST af (mg/L)	SST ef (mg/L)	SSV af (mg/L)	SSV ef (mg/L)	AB af (mg/L)	AB ef (mg/L)	AVT af (mg/L)	AVT ef (mg/L)
2	3	110,6	109,4	70,0	58,0	106,8	132,5	11,2	20,4
7	18	175,0	151,7	53,0	44,0	97,6	118,1	33,8	39,4
13	36	125,0	105,4	107,0	80,0	137,6	172,5	28,0	29,9
24	69	83,8	71,3	92,0	74,0	129,4	153,0	26,3	30,5
28	81	18,7	10,7	5,0	2,0	106,8	128,4	20,7	19,0
56	165	165,4	132,7	42,0	31,0	110,3	137,0	17,1	30,5
63	186	114,5	94,5	30,0	19,0	121,4	140,7	14,0	16,5
73	216	154,7	122,6	77,0	46,0	104,8	115,9	30,8	26,0
78	231	81,8	60,0	30,0	26,0	133,3	135,2	36,6	37,2
83	246	62,7	52,2	29,0	19,0	95,6	112,2	13,1	14,8
97	288	131,4	113,7	38,0	32,0	130,6	151,7	50,9	57,0
104	309	135,2	120,4	36,0	33,0	103,9	140,7	44,5	47,0
146	410	260,0	222,2	77,0	62,0	123,5	128,8	42,5	39,1
148	415	176,6	66,0	210,6	80,0	133,0	152,9	42,8	52,8

Legenda: af – amostra afluente, ef – amostra efluente, SST – sólidos suspensos totais, SSV – sólidos suspensos voláteis, AB – alcalinidade a bicarbonato, AVT – ácidos voláteis totais

Tabela A.6: Monitoramento do ASBR na primeira etapa de operação.

Dia de operação	Batelada	NA af (mg.l ⁻¹)	NA ef (mg.l ⁻¹)	NT af (mg.l ⁻¹)	NT ef (mg.l ⁻¹)
2	3				
7	18				
13	36				
24	69				
28	81				
56	165				
63	186	18	28	62	45
73	216				
78	231	22	20	19	18
83	246	20	24	14	14
97	288				
104	309				
146	410	10	28	66	51
148	415				

Legenda: NA – nitrogênio amoniacal, NT – nitrogênio total, af – amostra afluente, ef – amostra efluente

Tabela A.7: Monitoramento do ASBBR na segunda etapa de operação.

Dia de operação	Batelada	T _{AR} máx/min (°C)	T _{LIQ} (°C)	pH af	pH ef	DQO _B af (mg/L)	DQO _B ef (mg/L)	DQO _F af (mg/L)	DQO _F ef (mg/L)	EF _B (%)	EF _F (%)
167	498	28/19	24	6,8	7,3	633	318	283	256	154	55
174	519	26/17	23	7,1	7,2	206	169	92	119	72	56
182	543	25/18	23	7,1	7,5	395	196	169	139	44	57
189	564	26/21	23	6,9	7,3	455	238	106	305	87	77
196	585	27/18	24	6,5	7,0	724	405	293	754	163	60
203	606	22/18	20	7,0	6,8	402	203	150	189	101	63
210	627	22/19	21	6,9	7,3	272	198	117	152	89	57
217	648	24/19	22	6,1	6,9	626	465	385	347	64	39
224	669	25/16	23	6,4	6,6	358	269	226	106	75	37
238	710	21/13	19	7,2	7,4	230	235	189	149	133	18
252	725	28/18	23	7,3	7,5	545	423	582	189	115	-7
258	750	32/21	23	7,1	7,4	113	197	193	61	90	-71
265	764	31/18	24	7,2	7,6	316	213	141	131	104	55
293	820	29/23	26	7,2	7,2	129	159	211	67	74	-64
297	828	30/20	25	7,0	7,1	273	159	164			40
300	834	29/19	22	7,1	7,0	41	56	98			-139
305	844	30/20	23	7,2	7,5	169	146	367			-117
307	848	31/19	26	6,2	7,5	340	206	198	226	72	42
311	856	30/18	25	6,6	7,3	243	223	238			2
314	862	32/19	28	6,7	6,3	964	822	703	907	410	27
318	870	30/20	25	6,8	7,4	380	248	537			-41
328	890	31/21	27	7,0	6,9	435	172	180	260	103	59
332	898	30/19	25	7,0	7,3	144	213	213			-48
335	904	30/19	25	7,3	7,3	206	149	141	151	89	31
342	918	34/18	26	7,4	7,3	336	279	411	214	285	-22
346	926	33/19	26	7,3	6,3	266	236	295			-11
349	932	32/20	25	7,0	7,0	263	213	111			58
353	940	30/19	26	7,1	7,0	256	198	106			58
356	946	31/19	25	6,9	7,1	394	345	372	208	84	6
363	960	33/17	26	7,4	7,4	241	169	169	243	89	30

Legenda: T_{AR} – temperatura ambiente, T_{LIQ} – temperatura do líquido, af – amostra afluyente, ef – amostra efluente, B – amostra bruta, F – amostra filtrada, EF – eficiência

Tabela A.8: Monitoramento do ASBBR na segunda etapa de operação.

Dia de operação	Batelada	SST af (mg/L)	SST ef (mg/L)	SSV af (mg/L)	SSV ef (mg/L)	AB af (mg/L)	AB ef (mg/L)	AVT af (mg/L)	AVT ef (mg/L)
167	498	162	100	144	61	114	159	56	56
174	519	119	81	51	36	88	126	29	19
182	543	145	115	109	87	92	119	23	14
189	564	271	109	169	100	187	199	26	20
196	585	241	166	235	163	104	155	71	75
203	606	98	38	50	30	82	99	29	32
210	627	133	95	108	85	77	135	29	13
217	648	611	361	574	304	88	113	84	15
224	669	97	101	91	92	77	127	29	15
238	710	151	29	132	20	99	135	20	13
252	725	173	162	124	108	126	173	39	18
258	750	70	68	59	61	87	134	11	15
265	764	190	36	175	30	107	171	37	17
293	820	154	103	135	87	115	122	26	23
297	828					137	154		
300	834	98	56	80	49	96	112	15	18
305	844					112	156		
307	848	158	123	138	107	77	178	43	16
311	856					94	165		
314	862	420	444	340	378	122	163	68	51
318	870					141	214	53	20
328	890	150	49	131	46	150	205	69	31
332	898					91	152	30	
335	904	155	71	132	62	120	157	30	19
342	918	198	126	165	101	185	229	48	31
346	926					177	204	54	28
349	932								
353	940					180	194	34	59
356	946								
363	960	120	117	100	92	183	216	46	32

Legenda: af – amostra afluyente, ef – amostra efluente, SST – sólidos suspensos totais, SSV – sólidos suspensos voláteis, AB – alcalinidade a bicarbonato, AVT – ácidos voláteis totais

Tabela A.9: Monitoramento do ASBBR na segunda etapa de operação.

Dia de operação	Batelada	NA af (mg/L)	NA _{int} (mg/L)	NA ef (mg/L)	NT af (mg/L)	NT _{int} (mg/L)	NT ef (mg/L)	N ₃ ⁻ af (mg/L)	N ₃ ⁻ int (mg/L)	N ₃ ⁻ ef (mg/L)	N ₂ ⁻ af (mg/L)	N ₂ ⁻ int (mg/L)	N ₂ ⁻ ef (mg/L)
167	498	29		37	59		54	ND	ND	ND	ND	ND	ND
174	519	14	22	20	50	44	47	0,5	0,5	0,5	ND	ND	ND
182	543	17	29	29	50	59	40	0,4	0,4	0,4	ND	ND	ND
189	564	44	40	48	84	80	70	0,4	0,6	0,4	ND	ND	ND
196	585	31	31	32	45	49	62	ND	ND	ND	ND	ND	ND
203	606	16	33	25	31	50	45	ND	ND	ND	ND	ND	ND
210	627	13	26	26	35	48	34	ND	ND	ND	ND	ND	ND
217	648	26	31	28	102	71	62	ND	ND	ND	ND	ND	ND
224	669	12	24	23	11	26	21	ND	ND	ND	ND	ND	ND
238	710	22	27	27	24	30	28	ND	ND	ND	ND	ND	ND
252	725	26	40	40	30	45	45	ND	ND	ND	ND	ND	ND
258	750	21	28	28	26	42	40	ND	ND	ND	ND	ND	ND
265	764							ND	ND	ND	ND	ND	ND
293	820	30	32	33	45	5	56	ND	ND	ND	ND	ND	ND
297	828							ND	ND	ND	ND	ND	ND
300	834	19	24	24	31	40	25	ND	ND	ND	ND	ND	ND
305	844							ND	ND	ND	ND	ND	ND
307	848							ND	ND	ND	ND	ND	ND
311	856							ND	ND	ND	ND	ND	ND
314	862	33	42	44	62	67	61	ND	ND	ND	ND	ND	ND
318	870							ND	ND	ND	ND	ND	ND
328	890	35	32	37	76	48	49	ND	ND	ND	ND	ND	ND
332	898							ND	ND	ND	ND	ND	ND
335	904							ND	ND	ND	ND	ND	ND
342	918	43	45	48	62	61	60	ND	ND	ND	ND	ND	ND
346	926							ND	ND	ND	ND	ND	ND
349	932							ND	ND	ND	ND	ND	ND
353	940							ND	ND	ND	ND	ND	ND
356	946	40	43	41	57	56	53	ND	ND	ND	ND	ND	ND
363	960							ND	ND	ND	ND	ND	ND

Legenda: NA – nitrogênio amoniacal, NT – nitrogênio total, af – amostra afluente, int – amostra intermediária, ef – amostra efluente, ND – não detectado

Tabela A10: Monitoramento do ASBR na segunda etapa de operação.

Dia de operação	Batelada	T _{AR} máx/min (°C)	T _{LIQ} (°C)	pH af	pH ef	DQO _B af (mg/L)	DQO _B ef (mg/L)	DQO _F af (mg/L)	DQO _F ef (mg/L)	EF _B (%)	EF _F (%)
167	498	28/19	24	6,8	6,9	633	410	285	256	171	55
174	519	26/17	23	7,1	7,1	206	176	102	119	89	51
182	543	25/18	23	7,1	7,1	395	320	218	139	54	45
189	564	26/21	23	6,9	7,0	455	295	238	305	159	48
196	585	27/18	24	6,5	6,7	724	497	395	754	313	45
203	606	22/18	20	7,0	7,4	402	203	135	188	68	67
210	627	22/19	21	6,9	6,9	272	137	112	152	101	59
217	648	24/19	22	6,1	6,7	626	467	385	347	197	39
224	669	25/16	23	6,4	6,3	358	251	238	106	105	34
238	710	21/13	19	7,2	7,1	230	293	328	149	148	-43
252	725	28/19	23	7,3	7,0	545	465	435	189	169	20
258	750	32/21	23	7,1	7,2	113	298	315	61	200	-179
265	764	31/18	24	7,2	7,2	316	341	326	131	229	-3
293	820	29/23	26	7,1	7,1	253	253	256	84	154	-1
297	828	30/20	25	7,0	7,1	273	163	163			40
300	834	29/19	22	6,8	7,0	200	233	198	149	95	1
305	844	30/20	23	6,8	6,9	208	310	377			-81
307	848	31/19	26	7,5	7,3	447	355	236	251	176	47
311	856	30/18	25	6,5	6,8	251	300	435			-73
314	862	32/19	28	6,8	6,9	860	591	546	907	410	36
318	870	30/20	25	6,8	6,8	358	534	474			-33
328	890	31/21	27	7,0	7,0	436	435	343	256	170	21
332	898	30/20	25	6,9	7,0	114	276	276			-92
335	904	30/19	25	7,4	7,2	303	318	189	129	141	38
342	918	34/18	26	7,4	7,3	336	279	411	214	285	-22
346	926	33/19	26	7,3	6,3	266	236	295			-11
349	932	33/20	25	7,2	7,1	256	198	106			58
353	940	30/19	26	7,1	7,0	276	208	208			24
356	946	31/19	25	7,2	7,2	394	345	372	208	84	6
363	960	33/17	26	7,4	7,4	241	169	169	243	89	30

Legenda: T_{AR} – temperatura ambiente, T_{LIQ} – temperatura do líquido, af – amostra afluente, ef – amostra efluente, B – amostra bruta, F – amostra filtrada, EF – eficiência

Tabela A.11: Monitoramento do ASBR na segunda etapa de operação.

Dia de operação	Batelada	SST af (mg/L)	SST ef (mg/L)	SSV af (mg/L)	SSV ef (mg/L)	AB af (mg/L)	AB ef (mg/L)	AVT af (mg/L)	AVT ef (mg/L)
167	498	162	65	144	58	114	82	56	39
174	519	119	250	51	122	88	120	29	31
182	543	145	124	109	97	92	127	23	39
189	564	271	89	169	80	168	187	126	59
196	585	241	51	223	43	104	206	171	137
203	606	98	94	50	91	82	132	29	18
210	627	133	65	108	55	77	128	29	38
217	648	611	91	574	59	88	130	84	58
224	669	97	43	91	38	77	110	29	28
238	710	151	70	132	60	99	118	20	34
258	750	70	68	59	60	87	121	11	46
265	764	190	51	175	50	107	89	37	63
293	820	150	60	124	45	119	156	23	55
297	828					156	162		
300	834	628	43	477	40	115	117	47	48
305	844					133	149		
307	848	169	33	157	27	140	160	39	78
311	856					116	150		
314	862	355	68	295	58	126	185	67	124
318	870					151	168	60	100
328	890	146	51	129	50	137	186	61	75
332	898					106	176	28	47
335	904	125	125	104	98	110	155	27	45
342	918	198	126	165	101	185	229	48	31
346	926					177	204	54	28
353	940					169	192	50	65
363	960	120	117	100	92	183	216	46	32

Legenda: af – amostra afluyente, ef – amostra efluente, SST – sólidos suspensos totais, SSV – sólidos suspensos voláteis, AB – alcalinidade a bicarbonato, AVT – ácidos voláteis totais

Tabela A.12: Monitoramento do ASBR na segunda etapa de operação.

Dia de operação	Batelada	NA af (mg/L)	NA _{int} (mg/L)	NA ef (mg/L)	NT af (mg/L)	NT _{int} (mg/L)	NT ef (mg/L)	N ₃ ⁻ af (mg/L)	N ₃ ⁻ int (mg/L)	N ₃ ⁻ ef (mg/L)	N ₂ ⁻ af (mg/L)	N ₂ ⁻ int (mg/L)	N ₂ ⁻ ef (mg/L)
167	498	29		33	59		47	ND	ND	ND	ND	ND	ND
174	519	14	26	22	50	48	50	0,5	0,6	0,6	ND	ND	ND
182	543	17	26	25	50	49	33	0,4	0,5	0,2	ND	ND	ND
189	564	44	40	35	84	60	44	0,4	0,6	0,4	ND	ND	ND
196	585	31	50	52	45	61	62	ND	ND	ND	ND	ND	ND
203	606	16	24	31	31	56	55	ND	ND	ND	ND	ND	ND
210	627	13	25	27	35	46	36	ND	ND	ND	ND	ND	ND
217	648	26	31	29	102	101	36	ND	ND	ND	ND	ND	ND
224	669	12	24	22	11	27	25	ND	ND	ND	ND	ND	ND
238	710	22	26	26	24	30	32	ND	ND	ND	ND	ND	ND
252	725							ND	ND	ND	ND	ND	ND
258	750	21	30	26	26	40	37	ND	ND	ND	ND	ND	ND
265	764							ND	ND	ND	ND	ND	ND
293	820	30	32	33	45	55	56	ND	ND	ND	ND	ND	ND
297	828							ND	ND	ND	ND	ND	ND
300	834	19	24	24	31	40	25	ND	ND	ND	ND	ND	ND
305	844							ND	ND	ND	ND	ND	ND
307	848							ND	ND	ND	ND	ND	ND
311	856							ND	ND	ND	ND	ND	ND
314	862	46	30	44	61	64	59	ND	ND	ND	ND	ND	ND
318	870							ND	ND	ND	ND	ND	ND
328	890	35	41	43	56	58	62	ND	ND	ND	ND	ND	ND
332	898							ND	ND	ND	ND	ND	ND
335	904							ND	ND	ND	ND	ND	ND
342	918	43	45	48	61	61	60	ND	ND	ND	ND	ND	ND
346	926							ND	ND	ND	ND	ND	ND
349	932							ND	ND	ND	ND	ND	ND
353	940							ND	ND	ND	ND	ND	ND
356	946	40	43	41	46	56	53	ND	ND	ND	ND	ND	ND
363	960							ND	ND	ND	ND	ND	ND

Legenda: NA – nitrogênio amoniacal, NT – nitrogênio total, af – amostra afluente, int – amostra intermediária, ef – amostra efluente, ND – não detectado