

ANA CLAUDIA PRINHOLATO

**EFEITO DA CARGA ORGÂNICA E DO TEMPO DE
ENCHIMENTO NA ESTABILIDADE E EFICIÊNCIA DE
ASBBR, TRATANDO ÁGUA RESÍDUÁRIA DE
INDÚSTRIA DE PRODUTOS DE HIGIENE PESSOAL**

SÃO CAETANO DO SUL

2008

ANA CLAUDIA PRINHOLATO

**EFEITO DA CARGA ORGÂNICA E DO TEMPO DE
ENCHIMENTO NA ESTABILIDADE E EFICIÊNCIA DE
ASBBR, TRATANDO ÁGUA RESÍDUÁRIA DE
INDÚSTRIA DE PRODUTOS DE HIGIENE PESSOAL**

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia Mauá
do Centro Universitário do Instituto Mauá de
Tecnologia para obtenção do título de Mestre em
Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos.

Linha de Pesquisa: Tratamento Biológico de Efluentes

Orientadores:

Prof^a. Dr^a. Suzana Maria Ratusznei

Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues

SÃO CAETANO DO SUL

2008

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	i
LISTA DE TABELAS.....	viii
NOMENCLATURA.....	xi
RESUMO.....	xiv
ABSTRACT.....	xv
1. INTRODUÇÃO.....	1
2.OBJETIVOS.....	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
3.1. Reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais (ASBR).....	5
3.1.1. Influência da agitação no ASBR.....	6
3.1.2. ASBR submetido a diferentes cargas orgânicas.....	9
3.1.3. Influência da estratégia de alimentação no ASBR.....	11
3.2. Tratamento de água residuária contendo surfactantes.....	14
3.3. Considerações finais.....	22
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	23
4.1. Materiais.....	23
4.1.1. Configuração do reator.....	23
4.1.2. Suporte de imobilização da biomassa anaeróbia.....	25
4.1.3. Inóculo.....	25
4.1.4. Água residuária.....	25
4.1.4.1. <i>Água Residuária Sintética: AR-S</i>	26
4.1.4.2. <i>Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal (AR-IPHP)</i>	27
4.1.4.2.1. <i>Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal suplementada com alcalinidade (AR-IPHP- I)</i>	29
4.1.4.2.2. <i>Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal suplementada com nutrientes e alcalinidade (AR-IPHP- II)</i>	29
4.2. Métodos.....	30
4.2.1. Análises físico-químicas.....	30

4.2.2. Composição do biogás.....	30
4.3. Fundamentos Teóricos.....	31
4.3.1. Eficiência de remoção.....	31
4.3.2. Modelagem cinética.....	31
4.4. Procedimento experimental.....	38
4.4.1. Imobilização da biomassa anaeróbia.....	38
4.4.2. Armazenamento da <i>AR-IPHP</i>	38
4.4.3. Preparo da <i>AR-IPHP-I</i> e <i>AR-IPHP-II</i>	39
4.4.4. Condições de operação do ASBBR.....	40
4.4.5. Perfis ao longo do ciclo de operação do reator.....	50
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	51
5.1. Análise da Água Residuária <i>Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal (AR-IPHP)</i>	51
5.2. Operação do ASBBR com 500 mgDQO/L.....	51
5.3. Operação do ASBBR com 1000 mgDQO/L.....	53
5.3.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do ASBBR com 1000 mgDQO/L.....	58
5.4. Operação do ASBBR com 2000 mgDQO/L.....	63
5.4.1. Perfis ao longo do ciclo para a operação do ASBBR com 2000 mgDQO/L.....	69
5.5. Operação do ASBBR com 4000 mgDQO/L.....	73
5.5.1. Perfis ao longo do ciclo para a operação do ASBBR com concentração de 4000 mgDQO/L.....	78
5.6. Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L.....	81
5.6.1. <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada.....	81
5.6.1.1 Perfis ao longo de um ciclo: <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada.....	85
5.6.2. <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada.....	89
5.6.3. <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada.....	91
5.6.3.1 Perfis ao longo de um ciclo: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada.....	94
5.6.4. <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada.....	98

5.6.4.1 Perfis ao longo de um ciclo: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada.....	102
5.7. Eficiência e estabilidade do sistema submetido a diferentes condições.....	108
5.7.1. Operação do ASBBR com 500, 1000, 2000 e 4000 mgDQO/L.....	108
5.7.2. Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L.....	115
5.7.3. Perfis ao longo do ciclo de operação do ASBBR com 1000 a 4000 mgDQO/L – Modelo <i>I</i> e <i>II</i>	121
5.7.4. Perfis ao longo do ciclo de operação do ASBBR com 1000 a 4000 mgDQO/L – Modelo <i>III</i>	125
5.7.5. Perfis ao longo do ciclo de operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L – Modelo <i>III</i>	129
5.7.6. Operação do ASBBR com diferentes águas residuárias.....	134
5.7.7. Operação do ASBBR com 1000 e 2000 mgDQO/L com diferentes estratégias de alimentação de água residuária.....	137
6. CONCLUSÕES.....	141
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	143
ANEXOS	

DEDICATÓRIA

Durante o período que realizei esse trabalho, encontrei no meu caminho muitas pessoas que com sua sabedoria de alguma forma contribuíram para que ele se tornasse real. Para essas pessoas, dedico esse trabalho.

Agradeço especialmente aos meus pais, Maria Julia Correia Prinholato e Vilson Prinholato por toda a dedicação, carinho e apoio nos momentos mais difíceis. Por terem acreditado que o esforço não seria em vão.

A minha irmã, Silvia Cristina Prinholato, pelo carinho, amizade, companheirismo e confiança de que eu conseguiria atingir meu objetivo.

AGRADECIMENTOS

Aos meus orientadores Prof^ª. Dr^ª. Suzana Maria Ratusznei e Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues por todo conhecimento a mim transmitido sem o qual não poderia ter concluído esse trabalho.

A Prof^ª. Dr^ª. Catarina Simone Andrade do Canto, Prof. Dr. Roberto Antonio Bezerra Junior e Ricardo Polisaitis Oliveira pelas valiosas sugestões e que muito me ensinaram sobre a rotina do laboratório.

Ao Prof. Dr. Marcelo Zaiat pelas valiosas sugestões.

A Daniela Sotirchos de Oliveira pela colaboração na realização dos ensaios.

A todos os meus amigos pelo apoio e palavras de incentivo especialmente aos amigos Miguel Botelho, Dalila Caparroz, Guilherme Vilela Rabaça Espanhol e Guilherme Buttner Mostaço.

Aos funcionários da Escola de Engenharia Mauá, em especial à Maria Margareth Marques da secretaria da Pós-Graduação e a equipe da biblioteca pela atenção e respeito sempre.

À Escola de Engenharia Mauá do Centro Universitário do Instituto Mauá de Tecnologia, por ter cedido o espaço para que este trabalho fosse realizado.

À FAPESP pelo auxílio financeiro (Processo no 05/51.702-9)

LISTA DE FIGURAS

Figura 4.1 –	Esquema do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada.....	23
Figura 4.2 –	Fotografia do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada.....	24
Figura 4.3 –	Tubo de PVC (draft-tube”) que foi inserido no reator e o impelidor tipo hélice.....	24
Figura 4.4 –	Montagem do “draft tube” e biomassa imobilizada em espuma de poliuretano.....	25
Figura 4.5 –	Fluxograma do processo de produção e geração de efluentes de uma indústria de produtos de higiene pessoal.....	28
Figura 5.1 –	Concentração de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L.	52
Figura 5.2 –	Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L.....	53
Figura 5.3 –	Concentração de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L (I e IV: AR-IPHP-II e extrato de carne (fonte N); II e V: AR-IPHP-II e uréia (fonte N); III: AR-S).....	57
Figura 5.4 –	Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L (I e IV: AR-IPHP-II e extrato de carne (fonte N); II e V: AR-IPHP-II e uréia (fonte N); III: AR-S).....	58
Figura 5.5 –	Perfil de concentração de matéria orgânica na condição com 1000 mgDQO/L.....	59
Figura 5.6 –	Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 1000 mgDQO/L.....	60
Figura 5.7 –	Perfil de concentração de ácidos voláteis totais obtidos por cromatografia na operação com 1000 mgDQO/L.....	60
Figura 5.8 –	Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 1000 mgDQO/L.....	61
Figura 5.9 –	Perfil de pH na operação com 1000 mgDQO/L.....	61
Figura 5.10 –	Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 1000 mgDQO/L.....	62

Figura 5.11 – Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 1000 mgDQO/L.....	62
Figura 5.12 – Concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L (<i>I, IV, VI e VIII: AR-IPHP-II - 2000 mgDQO/L; II e V: AR-S; III e VII: AR-IPHP-II - 1000 mgDQO/L</i>).....	68
Figura 5.13 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L (<i>I, IV, VI e VIII: AR-IPHP-II - 2000 mgDQO/L; II e V: AR-S; III e VII: AR-IPHP-II - 1000 mgDQO/L</i>).....	68
Figura 5.14 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L.....	69
Figura 5.15 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L.....	70
Figura 5.16 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários e totais obtidos por cromatografia na operação com 2000 mgDQO/L.....	71
Figura 5.17 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 2000 mgDQO/L.....	71
Figura 5.18 – Perfil de pH na operação com 2000 mgDQO/L.....	72
Figura 5.19 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L.....	72
Figura 5.20 – Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L	73
Figura 5.21 – Concentração de matéria orgânica na operação com 4000 mgDQO/L (<i>I, III, e VI: 4000 mgDQO/L; II e V: 2000 mgDQO/L; IV: 1000 mgDQO/L</i>).....	75
Figura 5.22 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 4000 mgDQO/L (<i>I, III, e VI: 4000 mgDQO/L; II e V: 2000 mgDQO/L; IV: 1000 mgDQO/L</i>).....	76
Figura 5.23 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 4000 mgDQO/L.....	78
Figura 5.24 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 4000 mgDQO/L.....	79
Figura 5.25 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários e totais obtidos por cromatografia na operação com 4000 mgDQO/L.....	79

Figura 5.26 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 4000 mgDQO/L.....	80
Figura 5.27 – Perfil de pH na operação com 4000 mgDQO/L.....	80
Figura 5.28 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 4000 mgDQO/L.....	81
Figura 5.29 – Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 4000 mgDQO/L.....	81
Figura 5.30 – Concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada (<i>I</i> : 1000 mgDQO/L; <i>II</i> : 2000 mgDQO/L; <i>III</i> : 3000 mgDQO/L).....	84
Figura 5.31 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada (<i>I</i> : 1000 mgDQO/L; <i>II</i> : 2000 mgDQO/L; <i>III</i> : 3000 mgDQO/L).....	84
Figura 5.32 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada.....	85
Figura 5.33 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) obtidos por titulação na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada.....	86
Figura 5.34 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários e totais obtidos por cromatografia na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada.....	87
Figura 5.35 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada.....	87
Figura 5.36 – Perfil de pH na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada.....	88
Figura 5.37 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada.....	88
Figura 5.38 – Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada.....	89
Figura 5.39 – Concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada.....	90

Figura 5.40 –	Concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada.....	90
Figura 5.41 –	Concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (<i>I e III</i> : 3000 mgDQO/L; <i>II</i> : 1000 mgDQO/L)...	92
Figura 5.42 –	Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (<i>I e III</i> : 3000 mgDQO/L; <i>II</i> : 1000 mgDQO/L)...	93
Figura 5.43 –	Perfis de concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada.....	94
Figura 5.44 –	Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) obtidos por titulação na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada.....	95
Figura 5.45 –	Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários e totais obtidos por cromatografia na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada...	96
Figura 5.46 –	Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada.....	96
Figura 5.47 –	Perfil de pH na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada.....	97
Figura 5.48 –	Perfis de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada.....	97
Figura 5.49 –	Perfis de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada.....	98
Figura 5.50 –	Concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada (<i>I</i> : 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L; <i>II</i> : 1000 mgDQO/L - $C_A = 2000$ mgDQO/L; <i>III</i> : 2000 mgDQO/L - $C_A = 4000$ mgDQO/L; <i>IV</i> : 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L).....	100

Figura 5.51 –	Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada (<i>I</i> : 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L; <i>II</i> : 1000 mgDQO/L - $C_A = 2000$ mgDQO/L; <i>III</i> : 2000 mgDQO/L - $C_A = 4000$ mgDQO/L; <i>IV</i> : 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L).....	101
Figura 5.52 –	Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada.....	103
Figura 5.53 –	Perfil de concentração de ácidos voláteis totais na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada.....	104
Figura 5.54 –	Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários e totais obtidos por cromatografia na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada.....	104
Figura 5.55 –	Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada.....	105
Figura 5.56 –	Perfil de pH na operação com 3000 mgDQO/L: ($C_A = 6000$ mgDQO/L): <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada.....	105
Figura 5.57 –	Perfis de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada.....	107
Figura 5.58 –	Perfis de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada.....	107
Figura 5.59 –	Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L (<i>I</i> e <i>IV</i> : <i>AR-IPHP-II</i> e extrato de carne (fonte N); <i>II</i> e <i>V</i> : <i>AR-IPHP-II</i> e uréia (fonte N); <i>III</i> : <i>AR-S</i>).....	110
Figura 5.60 –	Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L (<i>I</i> , <i>IV</i> , <i>VI</i> e <i>VIII</i> : <i>AR-IPHP-II</i> - 2000 mgDQO/L; <i>II</i> e <i>V</i> : <i>AR-S</i> ; <i>III</i> e <i>VII</i> : <i>AR-IPHP-II</i> - 1000 mgDQO/L).....	112

Figura 5.61 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 4000 mgDQO/L (<i>I</i> , <i>III</i> , e <i>VI</i> : 4000 mgDQO/L; <i>II</i> e <i>V</i> : 2000 mgDQO/L; <i>IV</i> : 1000 mgDQO/L).....	113
Figura 5.62 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-II</i> – Alimentação em batelada (<i>I</i> : 1000 mgDQO/L; <i>II</i> : 2000 mgDQO/L; <i>III</i> : 3000 mgDQO/L).....	116
Figura 5.63 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada.....	118
Figura 5.64 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (<i>I</i> e <i>III</i> : 3000 mgDQO/L; <i>II</i> : 1000 mgDQO/L)...	119
Figura 5.65 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada alimentada (<i>I</i> : 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L; <i>II</i> : 1000 mgDQO/L - $C_A = 2000$ mgDQO/L; <i>III</i> : 2000 mgDQO/L - $C_A = 4000$ mgDQO/L; <i>IV</i> : 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L).....	120
Figura 5.66 – Perfis de concentração de matéria orgânica (<i>a</i>) e das respectivas velocidades de reação (<i>b</i>) nas operações com 1000 a 4000 mgDQO/L e alimentação em batelada – <i>Modelo I</i>	122
Figura 5.67 – Perfis de concentração de matéria orgânica (<i>a</i>) e das respectivas velocidades de reação (<i>b</i>) nas operações com 1000 a 4000 mgDQO/L e alimentação em batelada – <i>Modelo II</i>	122
Figura 5.68 – Perfil de (<i>a</i>) C_S , (<i>b</i>) C_{AVT} e (<i>c</i>) C_M na operação com 1000 mgDQO/L e alimentação em batelada – <i>Modelo III</i>	126
Figura 5.69 – Perfil de (<i>a</i>) C_S , (<i>b</i>) C_{AVT} e (<i>c</i>) C_M na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada – <i>Modelo III</i>	126
Figura 5.70 – Perfil de (<i>a</i>) C_S , (<i>b</i>) C_{AVT} e (<i>c</i>) C_M na operação com 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada – <i>Modelo III</i>	126
Figura 5.71 – Perfil de (<i>a</i>) C_S , (<i>b</i>) C_{AVT} e (<i>c</i>) C_M na operação com 4000 mgDQO/L e alimentação em batelada – <i>Modelo III</i>	127

Figura 5.72 –	Perfis de velocidade de reação nas operações com 3,1 a 12 gDQO/L e alimentação em batelada – <i>Modelo III</i>	127
Figura 5.73 –	Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada – <i>Modelo III</i>	129
Figura 5.74 –	Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L) e alimentação em batelada alimentada– <i>Modelo III</i>	129
Figura 5.75 –	Eficiência de remoção em função da COV para as condições implementadas.....	133

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 –	Concentração medidas de AS/AES no meio ambiente.....	16
Tabela 4.1 –	Composição da água residuária sintética (AR-S) (500mgDQO/L).....	27
Tabela 4.2 –	Condições operacionais implementadas no ASBBR.....	40
Tabela 4.3 –	Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da AR-IPHP na condição com 1000 mgDQO/L.....	43
Tabela 4.4 –	Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da AR-IPHP na condição com 2000 mgDQO/L.....	44
Tabela 4.5 –	Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da AR-IPHP na condição com 4000 mgDQO/L.....	46
Tabela 4.6 –	Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da AR-IPHP na condição com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada.....	47
Tabela 4.7 –	Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da AR-IPHP na condição com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada.....	48
Tabela 4.8 –	Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da AR-IPHP na condição com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada alimentada.....	49
Tabela 5.1 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 500 mgDQO/L.....	52
Tabela 5.2 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa I</i>	54
Tabela 5.3 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa II</i>	55
Tabela 5.4 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa III</i>	55
Tabela 5.5 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa IV</i>	56
Tabela 5.6 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa V</i>	57
Tabela 5.7 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa I</i>	63
Tabela 5.8 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa II</i>	64
Tabela 5.9 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa III</i>	64
Tabela 5.10 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa IV</i>	65
Tabela 5.11 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa V</i>	66
Tabela 5.12 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa VI</i>	66

Tabela 5.13 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa VII</i>	67
Tabela 5.14 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa VIII</i>	67
Tabela 5.15 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa I</i>	74
Tabela 5.16 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa III</i>	74
Tabela 5.17 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa V</i>	74
Tabela 5.18 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa VI</i>	75
Tabela 5.19 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa I</i>	82
Tabela 5.20 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa II</i>	83
Tabela 5.21 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa III</i>	83
Tabela 5.22 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 3000 mgDQO/L: <i>AR-IPHP-I</i> – Alimentação em batelada.....	89
Tabela 5.23 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa I</i>	91
Tabela 5.24 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa II</i>	91
Tabela 5.25 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa III</i>	92
Tabela 5.26 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa I</i>	99
Tabela 5.27 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa II</i>	99
Tabela 5.28 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa III</i>	99
Tabela 5.29 –	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Etapa IV</i>	100
Tabela 5.30 –	Comparação da concentração de AVT e de AB para as condições com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada e 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L) – Alimentação em batelada alimentada.....	106
Tabela 5.31 –	Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente.	108
Tabela 5.32 –	Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente.	108
Tabela 5.33 –	Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente.	115
Tabela 5.34 –	Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente.	116
Tabela 5.35 –	Resumo do ajuste do modelo cinético de primeira ordem para as operações com 1000 a 4000 mgDQO/L e alimentação em batelada – <i>Modelos I e II</i>	123
Tabela 5.36 –	Resumo do ajuste cinético no ASBBR tratando <i>AR-IPHP</i> com COV de 3,1 a 12,0 gDQO/L.d e alimentação em batelada – <i>Modelo III</i>	127

Tabela 5.37 –	Resumo do ajuste cinético no ASBBR tratando <i>AR-IPHP</i> na operação com 3000 mgDQO/L (COV de *9,4; **9,2 e ***9,0 gDQO/L.d) e alimentação em: batelada, em batelada seguida de batelada alimentada e em batelada alimentada – <i>Modelo III</i>	130
Tabela 5.38 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L com alimentação em: batelada (B), batelada seguida de batelada alimentada (B/BA) e em batelada alimentada (BA).....	132
Tabela 5.39 –	Resumo do ajuste cinético no ASBBR tratando água residuária de indústria de automobilística (<i>AR-IA</i>) – Oliveira, <i>et al.</i> (2008).....	135
Tabela 5.40 –	Tratamento de água residuária: de indústria de produtos de higiene pessoal (<i>AR-IPHP</i>), sintética (<i>AR-S</i>) e soro de queijo (<i>AR-SQ</i>) em ASBBR e ASBR.....	136
Tabela 5.41 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação do ASBBR com 1000 mgDQO/L com alimentação em: batelada (B), batelada seguida de batelada alimentada (B/BA) e em batelada alimentada (BA).....	138
Tabela 5.42 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação do ASBBR com 2000 mgDQO/L com alimentação em: batelada (B) e em batelada alimentada (BA).....	138

NOMENCLATURA

AB – alcalinidade a bicarbonato, mgCaCO_3/L
 AI – alcalinidade intermediária, mgCaCO_3/L
 AP – alcalinidade parcial, mgCaCO_3/L
 AT – alcalinidade total, mgCaCO_3/L
 AV – ácidos voláteis intermediários, mgHAc/L
 AVT – ácidos voláteis totais, mgHAc/L
 C_A – concentração de matéria orgânica no afluente, mgDQO/L
 C_{AVT} – concentração de ácidos voláteis totais, mgHAc/L
 C_{AVT_0} – concentração inicial de ácidos voláteis totais, mgHAc/L
 C_M – concentração de metano, mMol/L
 C_{M_0} – concentração inicial de metano, mMol/L
 COR_{SS} – carga orgânica removida para amostras filtradas do efluente, $\text{mgDQO}/\text{L.d}$
 COR_{ST} – carga orgânica removida para amostras não filtradas do efluente, $\text{mgDQO}/\text{L.d}$
 COV – carga orgânica volumétrica, $\text{mgDQO}/\text{L.d}$
 C_S – concentração de matéria orgânica para amostras filtradas no reator, mgDQO/L
 C_{S_0} – valor inicial de substrato no reator, mgDQO/L
 C_{SR} – concentração residual de matéria orgânica em amostras filtradas, mgDQO/L
 C_{SRA} – concentração residual ajustada de matéria orgânica, mgDQO/L
 C_{SRE} – concentração residual experimental de matéria orgânica, mgDQO/L
 C_{SS} – concentração de matéria orgânica para amostras filtradas no reator, mgDQO/L
 C_{ST} – concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas, mgDQO/L
 C_x – concentração celular, gSVT/L
 F – vazão volumétrica da mistura no reator, L/h
 k – parâmetro cinético aparente, h^{-1}
 k_{IAVT} – parâmetro cinético associado a formação de ácidos voláteis, h^{-1}
 k_{IS} – parâmetro cinético associado ao consumo de substrato, h^{-1}
 k_{2AVT} – parâmetro cinético associado ao consumo de ácidos voláteis, h^{-1}
 k_{2M} – parâmetro cinético associado a formação de metano, h^{-1}
 k_I – parâmetro cinético para o Modelo I, h^{-1}
 k_{II} – parâmetro cinético para o Modelo II, h^{-1}
 R^2 – coeficiente de correlação

- r_{AVT} – velocidade da reação de formação de ácidos voláteis, g/L.h
 r_M – velocidade da reação de formação de metano, g/L.h
 r_s – velocidade de consumo de substrato, g/L.h
 R_{SM} – velocidade média de reação, g/L.h
 SST – concentração de sólidos em suspensão totais, mg/L
 SSV – concentração de sólidos em suspensão voláteis, mg/L
 ST – concentração de sólidos totais, mg/L
 SVT – concentração de sólidos voláteis totais, mg/L
 t – tempo de batelada, h
 t_B – tempo de alimentação do afluente, em batelada, em cada ciclo, h
 t_{BA} – tempo de alimentação do afluente, em batelada alimentada, em cada ciclo, h
 V – volume total tratado por ciclo, L
 V_B – volume de afluente alimentado, em batelada, em cada ciclo
 V_{BA} – volume de afluente alimentado, em batelada alimentada, em cada ciclo, L
 V_D – volume de água residuária descarregada em cada ciclo, L
 V_R – volume residual de meio líquido no reator em cada ciclo, L
 V_{RT} – volume de afluente renovado ou tratado por ciclo, L
 ε – eficiência de remoção total de matéria orgânica, %
 ε_i – eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas, ao longo do ciclo, %
 ε_s – eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas, %
 ε_T – eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras não filtradas, %

Abreviaturas

- AES – alquil etoxi-sulfatos
 AR-IA – água residuária de indústria automobilística
 AR-IPHP – água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal
 AR-S – água residuária sintética
 AR-SQ – água residuária de soro de queijo
 AS – alquil sulfato
 ASBBR – reator anaeróbio operado em batelada seqüencial com biomassa imobilizada
 ASBR – reator anaeróbio operado em batelada seqüencial
 B – batelada

BA – batelada alimentada

CDW – peso seco de células

DASB – downflow anaerobic expanded bed

DQO – demanda química de oxigênio

DS – decil sulfato

ECP – polímeros extracelulares

F/M – razão entre a concentração de substrato e a concentração de biomassa

LAS – alquilbenzeno linear sulfonato

NVZ – Associação Holandesa de Sabões

SBR – reator operado em bateladas seqüenciais

SDW – peso seco de lodo

TOD – demanda total de oxigênio

UASB – upflow anaerobic sludge blanket

RESUMO

Este trabalho teve como objetivo o estudo da viabilidade tecnológica de tratamento de água residuária industrial, em reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais, contendo biomassa imobilizada (ASBBR), analisando-se o efeito: do aumento da carga orgânica; da suplementação de nutrientes e alcalinidade ao afluente e da implementação de diferentes estratégias de alimentação sobre a estabilidade e a eficiência do sistema. O ASBBR foi operado em ciclos de 8 h, com agitação de 400 rpm, a 30°C, tratando 2,0 L de *Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal (AR-IPHP)*. Inicialmente, estudou-se a eficiência e estabilidade do ASBBR submetido a uma carga orgânica volumétrica (COV) de 3,1 a 12,0 gDQO/L.d, suplementando-se a *AR-IPHP* com nutrientes (sacarose, uréia, traços de metais) e alcalinidade. O ASBBR mostrou-se robusto, apresentando estabilidade e boa eficiência de remoção (acima de 90%) para COV de 3,1 a 9,4 gDQO/L.d. Para COV de 12,0 gDQO/L.d, houve dificuldade em manter essa eficiência devido a grande variação na concentração de matéria orgânica e à presença de agentes sanificantes comerciais nos lotes da *AR-IPHP*. Em uma segunda etapa, o ASBBR tratou *AR-IPHP* sem suplementação de nutrientes, mas com suplementação de alcalinidade, variando-se a estratégia de alimentação do afluente e mantendo-se uma COV de, aproximadamente, 9,0 gDQO/L.d. A primeira estratégia constou em alimentar 2,0 L do afluente em batelada (COV de 9,4 gDQO/L.d). Na segunda, 1,0 L de afluente foi alimentado em batelada, e mais 1,0 L em batelada alimentada (COV de 9,2 gDQO/L.d). Na terceira estratégia, 1,0 L de efluente tratado foi mantido no reator, não sendo descarregado, e 1,0 L de afluente foi alimentado em batelada alimentada (COV de 9,0 gDQO/L.d). Comparando-se a primeira e a segunda estratégias, observou-se que não houve alteração na eficiência média de remoção de matéria orgânica (acima de 90%). A terceira estratégia resultou em diminuição da eficiência média de remoção (de $91 \pm 4\%$ para $83 \pm 3\%$) quando comparada à primeira. O estudo cinético desse sistema permitiu a obtenção dos seguintes parâmetros cinéticos de primeira ordem: 0,70; 1,19; 0,42; 0,74; 1,46; 0,15 h⁻¹ para COV de 3,1; 5,8; 9,4; 12,0; 9,2 e 9,0 gDQO/L.d, respectivamente. Foi possível observar, pelos parâmetros cinéticos, que a segunda estratégia de alimentação (COV 9,2 gDQO/L.d) foi a mais favorável em comparação com as demais.

Palavras-chave: ASBBR, carga orgânica volumétrica, indústria produtos higiene pessoal.

ABSTRACT

The objective of this work was to study the technological feasibility of treating wastewater from a personal care industry (*PCI-WW*) in a mechanically stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass on polyurethane foam (ASBBR). An assessment was made on how system efficiency and stability would be affected by: increasing organic load; supplementation of nutrients and alkalinity; and different feed strategies. The ASBBR was operated at 8-h cycles, stirring speed of 400 rpm, temperature of 30°C, and treated 2.0 L wastewater per cycle. First the efficiency and stability of the ASBBR was studied when submitted to an organic loading rate (OLR) of 3.1 to 9.4 gCOD/L.d, and when the *PCI-WW* was supplemented with nutrients (sucrose, urea, metal traces) and alkalinity. The ASBBR showed to be robust and presented stability and removal efficiency above 90%. At OLR of 12.0 gCOD/L.d efficiency became difficult to maintain due to the presence of commercial cleansers and disinfectants in the wastewater lots. In a subsequent stage the ASBBR treated the wastewater supplemented with alkalinity, but with no nutrients at varying feed strategies and maintaining an OLR of approximately 9.0 gCOD/L.d. The first strategy consisted of feeding 2.0 L of the influent batchwise (OLR of 9.4 gCOD/L.d). In the second 1.0 L influent was fed batchwise and an additional 1.0 L was fed fed-batchwise (OLR of 9.2 gCOD/L.d). In the third strategy 1.0 L treated effluent was maintained in the reactor and 1.0 L influent was fed fed-batchwise (OLR of 9.0 gCOD/L.d). Comparison of the first and second strategy revealed that organic matter removal efficiency was unaffected (above 90%). The third strategy resulted in a reduction in average removal efficiency from 91 to 83% when compared to the first one. Kinetic study of this system allowed obtaining first order kinetic parameters ranging from 0.42 to 1.46 h⁻¹ at OLR from 3.1 to 12.0 gCOD/L.d, respectively, and the second feed strategy (9.2 gCOD/L.d) showed to be the most favorable.

Key-Words: ASBBR, organic loading, personal care industry wastewater.

1. INTRODUÇÃO

A preocupação com a qualidade de um efluente a ser lançado está fundamentada não somente no atendimento a requerimentos legais, mas também é função dos prejuízos irreversíveis à qualidade da água de um determinado manancial, que as descargas de águas residuárias, contendo altas concentrações de matéria orgânica, podem causar. Por outro lado, o alto impacto financeiro associado aos custos de lançamento de efluentes em redes coletoras públicas cresce diretamente com a elevação da carga orgânica. Tais fatores tornam a utilização de sistemas de tratamento um instrumento para aumentar lucratividade, competitividade e responsabilidade ambiental da empresa.

Dentre as alternativas de tratamento de efluentes destacam-se os processos anaeróbios, antes considerados antieconômicos e problemáticos, devido a algumas limitações como: necessidade de alguma forma de pós-tratamento, remoção insatisfatória de nutrientes e de patogênicos, bioquímica e microbiologia complexas, susceptibilidade dos microrganismos anaeróbios à inibição por um grande número de compostos. Porém, estes sistemas apresentam muitas vantagens, que tornam sua utilização bastante atraente, entre as quais: baixa produção de sólidos, baixo consumo de energia, baixos custos de implantação, possibilidade de preservação da biomassa sem alimentação do reator por períodos prolongados, tolerância a elevadas cargas orgânicas e baixo consumo de nutrientes.

Dentre os reatores anaeróbios em desenvolvimento na atualidade destacam-se os reatores de leito expandido e fluidificado, os reatores de leito fixo, os reatores operados em bateladas seqüenciais (ASBR), os reatores com recirculação interna e os reatores de membrana.

A operação convencional do ASBR é constituída por quatro etapas: alimentação, reação, sedimentação e descarga. Este reator pode ser indicado para o tratamento de águas residuárias em locais onde os padrões de emissão sejam bastante restritivos. Ainda pode ser aplicado em situações em que seja interessante o reuso da água ou a recuperação de alguma substância dissolvida. O seu emprego parece ser mais promissor em situações em que a geração da água residuária não seja contínua, sendo o descarte intermitente. A operação em batelada permite um melhor controle da qualidade do efluente, uma vez que a descarga pode ser feita apenas quando as características do efluente satisfizerem os padrões exigidos.

Em situações onde haja o interesse em se manter a concentração do substrato baixa, tanto devido a uma elevada carga orgânica, quanto devido à presença de alguma substância

tóxica na água residuária, ou ainda por alguma restrição operacional, a alternativa que pode ser empregada na etapa de alimentação do ASBR é a variação da vazão do afluente. Dessa forma, pode-se controlar a concentração de substrato no reator, uma vez que durante a alimentação o substrato já vai sendo consumido pela biomassa. Esta estratégia de operação é conhecida como batelada alimentada.

Uma alternativa que vem sendo estudada para aprimorar a configuração dos reatores ASBR é a utilização de biomassa imobilizada em suporte inerte, no qual ocorre a formação de biofilme aderido à superfície, com predomínio deste sobre culturas livres em suspensão. Nesse caso, há a criação de microambientes especiais pela interação entre as espécies, favorecendo o conjunto como um todo e garantindo grande estabilidade às colônias. Além disso, a utilização de suportes inertes assegura a retenção da biomassa no reator, permitindo a eliminação da etapa de sedimentação necessária em reatores anaeróbios descontínuos que não utilizam suporte e, desta forma, otimizando a operação através da redução do tempo total de ciclo.

Atualmente, o reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais tem sido estudado para o tratamento de águas residuárias constituídas por uma vasta gama de compostos orgânicos. Porém, a aplicação em escala industrial desta tecnologia ainda requer o conhecimento de aspectos tecnológicos relacionados a avaliações operacionais e aplicabilidade de tais sistemas para o tratamento de águas residuárias variadas, dentre as quais se destacam os efluentes das indústrias de produtos de higiene pessoal.

Um dos principais compostos presentes neste tipo de efluente são os surfactantes aniônicos, um componente essencial nas formulações de xampus e cremes dentais. Segundo Wagener e Schink (1987), os surfactantes aniônicos atingem águas residuárias domésticas e industriais em quantidades cada vez maiores. Estes compostos, frequentemente, afetam a eficiência de plantas de tratamento de lodos ativados devido à formação de espuma nas lagoas de aeração e reduzem as propriedades de floculação do lodo. Estes problemas não são tão grandes em estações que tratam somente esgotos domésticos, nos quais a média de concentração de surfactantes é de 1 a 10 mg/L. Contudo, nas águas residuárias provenientes de indústrias produtoras de surfactantes, essas concentrações atingem até 300 mg/L. O tratamento direto destas águas residuárias, sem diluição ou aeração, utilizando sistema de tratamento anaeróbio pode ser bastante vantajoso se a biodegradação destes surfactantes for possível. Entretanto, há muito poucos estudos disponíveis sobre os efeitos inibitórios dos

surfactantes no processo de digestão anaeróbia (Feitkenhauer e Meyer, 2002; Berna et al, 2007).

Atualmente, os efluentes das indústrias de produtos de higiene pessoal podem ser submetidos a processos de tratamento físico-químicos, biológicos ou uma sequência de ambos. Com relação aos processos físico-químicos, algumas indústrias podem utilizar somente a correção do pH, nos casos onde o efluente é lançado em rede coletora de esgoto e, portanto, os padrões de emissão são menos restritivos. Com relação aos processos biológicos, utiliza-se, principalmente, o processo aeróbio por lodos ativados. A definição dos tipos e níveis de tratamentos está associada ao ponto de descarga do esgoto (corpo receptor ou estação de tratamento público de esgotos), requerimentos legais ou possibilidades de reuso. Além disso, ressalta-se que a vazão e as características do efluente podem variar muito de uma unidade para outra em uma mesma indústria de produtos de higiene pessoal. Esta variação depende do processo de manufatura, das condições de operação e do tipo de produto fabricado. Desta forma, o efluente da unidade de produção de creme dental difere muito da unidade de produção de detergentes líquidos ou sabonetes, por exemplo. Portanto a caracterização do afluente deve ser realizada previamente para identificação do sistema de tratamento adequado.

Dentro deste contexto, este estudo tem como foco principal avaliar a aplicação de um reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais e contendo biomassa imobilizada (ASBBR) no tratamento de água residuária proveniente de uma indústria de produtos de higiene pessoal.

2. OBJETIVOS

Este trabalho teve como objetivo principal o estudo da viabilidade tecnológica do tratamento da água residuária de uma indústria de produtos de higiene pessoal, em reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais, contendo biomassa imobilizada (ASBBR) e agitado mecanicamente. Foram estabelecidos, ainda, os seguintes objetivos específicos:

(i) Estudo da estabilidade e da eficiência do sistema quando submetido ao aumento de carga orgânica.

(ii) Avaliação da estabilidade e eficiência em função da otimização da suplementação de nutrientes ao afluente.

(iii) Avaliação da estabilidade e eficiência do reator em função da estratégia de alimentação (tempo de enchimento do reator).

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais (ASBR)

A operação convencional do reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais – ASBR (“Anaerobic Sequencing Batch Reactor”) é constituída por quatro etapas: alimentação, reação, sedimentação e descarga (Dague *et al.*, 1992). Na etapa de alimentação, um volume pré-determinado de água residuária é misturado à biomassa, de modo a permitir o melhor contato possível, para que na fase seguinte, de reação, a matéria orgânica seja convertida a metano. Na etapa de sedimentação, o reator funciona como um clarificador, permitindo a separação dos sólidos e do efluente líquido que será descarregado na etapa seguinte, depois de adequada sedimentação. Inicia-se então, um novo ciclo e, dessa maneira, a freqüência dos ciclos dependerá do tempo gasto em cada etapa (Rodrigues *et al.*, 2006).

O ASBR está sendo amplamente estudado, apresentando algumas vantagens como: boa retenção de sólidos, eficiência no controle de operação, eficiência na remoção de substâncias orgânicas, simples operação, boa alternativa de baixo custo para tratamento de baixa carga de esgoto industrial e sintético.

A proposta de operação intermitente de reatores anaeróbios surgiu da necessidade de maior controle sobre o processo e sobre a qualidade do efluente tratado, necessidade de maior retenção e concentração de biomassa, além da necessidade de desenvolvimento de sistemas para o tratamento de águas residuárias geradas de forma intermitente (Rodrigues *et al.*, 2006).

Esse tipo de reator apresenta vantagens importantes em relação aos reatores anaeróbios convencionais. Nele é possível conseguir uma baixa razão substrato/microrganismos (F/M) (favorecendo a floculação biológica e a sedimentação) e, ao mesmo tempo, processar esgoto com elevadas velocidades de reação. A concentração de matéria orgânica é maior logo após a alimentação, diminuindo com o tempo de reação. No entanto, antes da nova fase de alimentação, a concentração geralmente é mais baixa nesse reator do que em um sistema contínuo. Dessa forma, em reatores operados em batelada, a formação de grânulos, a biodegradação e a capacidade de sedimentação podem ser mais eficientes que nos sistemas anaeróbios contínuos, como o de contato, por exemplo.

O sistema pode operar na forma descontínua (batelada) ou descontínua-alimentada (batelada alimentada) e o tempo de alimentação pode ser variável. O aumento do tempo de alimentação resulta em menores concentrações de substrato dentro do reator e pode evitar

cargas de choque iniciais. A biomassa dentro do reator pode estar na forma imobilizada ou na forma de grânulos, sendo que, neste último caso, a sedimentação deve permitir a retirada do lodo em suspensão sem o arraste do lodo granulado. Durante a reação pode haver agitação por borbulhamento do próprio gás gerado no sistema ou por agitação mecânica. A descarga ou remoção deve ocorrer o mais rápido possível e, uma vez finalizada a retirada do efluente, o reator estará pronto para receber outra batelada de esgoto, sendo o volume a ser removido geralmente igual ao volume alimentado (Zaiat *et al.*, 2001).

Zaiat *et al.* (2001) mencionam a agitação, a razão entre a concentração de substrato e a concentração de biomassa (F/M), a configuração geométrica do reator e a estratégia de alimentação como os principais fatores que afetam o desempenho dos reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais.

3.1.1. Influência da agitação no ASBR

Segundo Sung e Dague (1995), a necessidade de mistura se deve ao fato da promoção de homogeneidade nas características do sistema. A agitação no ASBR deve ser de intensidade suficiente para promover essa uniformidade de condições no reator, como temperatura, pH e concentração de substrato, além de garantir um eficiente contato entre a biomassa e a água residuária, favorecendo assim a conversão da matéria orgânica.

Segundo Angenent e Dague (1995), uma agitação intensa pode causar ruptura nos grânulos. Uma agitação intermitente aumenta a eficiência na separação gás – líquido, melhorando as características de decomposição do lodo e, conseqüentemente o desempenho do processo. Ela pode ser realizada por meio de impelidores, recirculação de fase líquida ou de fase gasosa. Entretanto, para efluentes de baixa carga, a produção do biogás pode ser insuficiente para a homogeneização do reator, havendo a necessidade de uma forma auxiliar, como recirculação de líquido ou agitação mecânica (Brito *et al.*, 1997).

Angenent *et al.* (2001) avaliaram o efeito da duração e da intensidade de agitação sobre o desempenho de um ASBR, com 5 L de volume útil, tratando resíduo de suinocultura com 20 gSV/L e tempo de ciclo de 24 horas. Para isso, compararam a agitação intermitente, realizada durante 1 min a cada hora pela recirculação de biogás à vazão de 26 L/h, com a agitação contínua, realizada durante 55 min a cada hora. Posteriormente, a intensidade de agitação também foi aumentada pela recirculação da fase líquida à vazão de 12,6 L/h. Destes ensaios concluíram que a agitação suave e intermitente foi mais vantajosa que a agitação

suave e contínua, pois proporcionou maior eficiência em remoção de DQO total (49,4% e 30,4%, respectivamente). Segundo os autores, uma agitação contínua e o aumento da intensidade da mesma resultaram no desenvolvimento de uma biomassa com características de sedimentação ruins, a qual foi levada mais facilmente com o efluente durante a descarga diminuindo, assim, o desempenho do reator.

Ratusznei *et al.* (2001) estudaram a influência da agitação mecânica no desempenho de um ASBR com biomassa imobilizada, variando a frequência de agitação de zero (sem agitação) até 750 rpm. O reator foi operado a 30°C, tratando aproximadamente 0,5 L de água residuária sintética. A implementação da agitação aumentou a eficiência do reator e permitiu a redução do tempo total do ciclo de 8 horas para somente 3 horas, otimizando a operação do sistema, pois a intensidade da agitação afetou sensivelmente o tempo necessário para se atingir a eficiência máxima de remoção de matéria orgânica. O efeito da agitação na eficiência do sistema foi quantificado através de uma correlação empírica e de um modelo cinético de primeira ordem, propostos para analisar a influência da agitação no desempenho do reator. No caso do ajuste da correlação empírica, o parâmetro (a_1), que representa a remoção máxima, permaneceu constante, enquanto que o parâmetro (a_2), que representa o tempo para atingir 50% da remoção máxima, era uma função logarítmica da velocidade de agitação. No caso do modelo cinético de primeira ordem, o parâmetro cinético aparente (k), que representa a reação e o fenômeno da transferência de massa, também era função logarítmica da velocidade de agitação, indicando que um aumento na agitação ocasionou uma melhora na transferência de massa e conseqüentemente, um aumento no parâmetro cinético.

Rodrigues *et al.* (2003a) estudaram um reator ASBR com agitação mecânica e lodo granulado no tratamento de esgoto sintético de baixa carga (500 mgDQO/L). Para tanto utilizaram um reator de 5 L, operado a 30°C em ciclos de 8 h, tratando 2,0 L de esgoto sintético em cada ciclo. Foram empregadas frequências do agitador de 0 a 75 rpm e tempos de sedimentação de 2 e 4 h. Os autores obtiveram eficiências de remoção de 80 e 88% em termos de amostras não filtradas e filtradas, respectivamente, para agitação de 50 rpm (considerada ótima), apresentando satisfatória retenção de sólidos sem que houvesse prejuízo aos grânulos com a implementação desta agitação. A agitação ainda possibilitou a diminuição do tempo do ciclo, em relação ao sistema sem agitação. Essa verificação foi possível pela análise da influência da agitação sob um enfoque matemático pelo ajuste do modelo do sistema, admitindo-se o reator como de mistura perfeita e o modelo cinético como de primeira ordem.

Cubas *et al.* (2004), utilizando um ASBR com biomassa imobilizada em espumas de poliuretano de 5 mm de lado, com velocidade de agitação variando entre 300 e 1100 rpm, observaram que a intensidade de agitação modifica a eficiência do sistema podendo diminuir o tempo de batelada de um ciclo além de diminuir a concentração residual de matéria orgânica para rotações superiores a 800 rpm. Foi observado que para a variação na velocidade de rotação de 300 para 900 rpm, a constante cinética de primeira ordem aumentou em aproximadamente três vezes, partindo de 0,54 para 1,5 h⁻¹. A concentração residual de matéria orgânica diminuiu significativamente para velocidades de rotação acima de 800 rpm.

Pinho *et al.* (2004) analisaram a influência da velocidade de agitação, utilizando diferentes frequências de rotação (500, 700, 900 e 1100 rpm) em um ASBR contendo biomassa imobilizada. O substrato utilizado foi leite de soja com concentração de aproximadamente 1000 mgDQO/L, sendo o tempo de ciclo de 8 horas. Os autores observaram que a concentração de substrato residual diminuiu com o aumento da rotação, melhorando as condições do efluente tratado. Além disso, a velocidade de conversão aumentou com o aumento da frequência de rotação de 500 para 900 rpm.

Michelan (2006) utilizou um ASBR de 5,0 L para tratamento de água residuária com concentração aproximada de 800 mgDQO/L, a 30°C, com agitação mecânica implementada por diferentes tipos de impelidores. Foram utilizados impelidores do tipo hélice, tipo turbina com seis pás planas verticais, tipo turbina com seis pás planas inclinadas (45°), tipo pá com seis pás planas verticais e tipo pá com seis pás planas inclinadas (45°). Os resultados demonstram que, para a remoção de substrato nas formas filtrada e não filtrada, não ocorrem diferenças significativas entre as condições estudadas para um mesmo impelidor. Porém, esta diferença pode chegar a 5% para amostras filtradas e 7% para amostras totais quando comparadas entre impelidores. Outros parâmetros, que refletem a estabilidade do sistema, também foram influenciados pelo tipo de impelidor e pela velocidade de rotação, como é o caso da concentração de sólidos que pode refletir possíveis rompimentos dos grânulos e conseqüente degradação da biomassa. A cinética foi fortemente influenciada pelo tipo de impelidor e velocidades rotacionais. O impelidor tipo turbina e o impelidor tipo pá com pás planas verticais, ambos a 50 rpm, e o ensaio promovido com impelidor tipo hélice operado a 100 rpm apresentaram decaimentos similares da concentração de substrato ao longo do tempo. Já os impelidores tipo pá e turbina com pás planas inclinadas, operando a 50 rpm, não promoveram a degradação da matéria orgânica com a mesma eficiência dos outros.

No mesmo trabalho, Michelan (2006) descreve a utilização do tubo de tiragem ou “draft tube”. Segundo o autor, na maioria dos casos os agitadores com tubo de tiragem consistem de um tanque com fundo chato contendo um tubo que, na prática, varia entre 20 e 40% do diâmetro do tanque. No topo do tubo existe um impelidor, o qual promove velocidade axial movimentando o fluido para baixo e produzindo um retorno do fluido para cima na região anular. O tubo de tiragem é mais recomendado para suspensão de lodo, em situações onde é essencial a minimização da energia gasta com agitação e aplicações que requerem controle do cisalhamento e de gradientes de velocidade. As condições a serem observadas para a implementação do tubo de tiragem são: utilização em reatores onde não ocorra a variação do nível de fluido ao longo da operação e sua aplicação em reatores que apresentam altos valores para a relação altura/diâmetro. Por outro lado, é desaconselhado para os casos onde ocorre variação do nível do líquido e onde a relação altura/diâmetro esteja próxima a unidade.

3.1.2. ASBR submetido a diferentes cargas orgânicas

A carga hidráulica e a carga orgânica são parâmetros muito importantes para o projeto de sistemas de tratamento de águas residuárias. Dependendo do tipo do sistema de tratamento e da natureza da água residuária, um dos dois parâmetros determinará o volume mínimo do reator e, portanto, os custos de construção necessários para se obter uma melhor qualidade específica do efluente. A carga hidráulica específica é definida como a razão entre a vazão afluente e o volume do sistema de tratamento, sendo, portanto, numericamente igual ao inverso do tempo de residência hidráulico. A carga orgânica específica é a massa de material orgânico afluente por unidade de tempo e por unidade de volume do reator (van Haandel e Lettinga, 1994).

Para reatores descontínuos, como o ASBR, o cálculo da carga orgânica volumétrica foi adaptada por Camargo (2000), conforme mostrado na Equação 3.1, em que V_B é o volume de água residuária alimentada por ciclo, C_A é a concentração de matéria orgânica no afluente, t é o tempo de duração do ciclo e V é o volume do reator.

$$COV = \frac{V_B \cdot C_A}{t \cdot V} \quad (3.1)$$

Droste e Massé (1995) utilizaram um ASBR no tratamento das águas residuárias com alta carga orgânica de difícil degradação, tratando efluente de dejetos de suínos, a 20°C, com inóculos aclimatados durante 3 meses. Inicialmente, utilizaram uma carga orgânica volumétrica de 0,72 gDQO/L.d, tempo de carga de um mês e etapa reacional de 2 meses. A seguir, obtiveram operação estável e eficiente com cargas de até 1,6 gDQO/L.d, na qual os tempos de ciclo consistiram em períodos iguais de carga e reação, durando entre 14 e 28 dias e eficiência de remoção em termos de DQO de 80 a 75%. Curiosamente, a agitação não foi considerada necessária para as cargas orgânicas utilizadas neste estudo.

Bezerra *et al.* (2005), tratando 2,5 L de soro de queijo em um ASBBR operado a 30°C, com ciclos de 8 h e mistura por recirculação da fase líquida, constataram que o aumento da carga orgânica volumétrica por longos períodos resultou em diminuição da eficiência de remoção de matéria orgânica e aumento da concentração de ácidos voláteis totais no efluente, prejudicando o processo. Foram aplicadas COV de 3000, 6000 e 12000 mgDQO/L.d, obtendo-se eficiências de remoção de 96%, 83% e 78% respectivamente, sendo o processo considerado eficiente e estável. Durante a operação do reator, houve a formação de um material viscoso de aparência polimérica entre os cubos de espuma de poliuretano, a qual foi mais intensa nas condições de maior COV.

Siman *et al.* (2004) investigaram a influência da carga orgânica e o tempo de ciclo sobre o desempenho de um reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais (ASBR), com agitação mecânica de 500 rpm, a 30°C e contendo microrganismos imobilizados em cubos de espuma de poliuretano de 1 cm de lado. Foram aplicadas cargas orgânicas volumétricas (COV) de 1,5 a 6,0 gDQO/L.d, ao reator de 6,3 L, tratando 2,0 L de esgoto doméstico sintético em ciclos de 8 e 12 h e concentrações de 500 a 2000 mgDQO/L. Desta forma, foi possível analisar a influência dessas duas variáveis operacionais para um mesmo intervalo de carga orgânica. A imobilização microbiana em suporte inerte manteve no reator cerca de 60 gSVT. As eficiências de remoção de matéria orgânica, na forma de DQO para amostras filtradas, variaram entre 73% e 88% para cargas orgânicas de até 5,4 gDQO/L.d, a partir da qual (concentração do afluente de 2000 mgDQO/L e tempo de ciclo de 8 h) o sistema apresentou problemas de acúmulo de ácidos voláteis totais, reduzindo sua eficiência de remoção de matéria orgânica para 55%. Assim, o ASBR com biomassa imobilizada mostrou-se eficiente para remoção de matéria orgânica em cargas orgânicas de até 5,4 gDQO/L.d e mais robusto a variações de carga orgânica para tempos de ciclo de 12 h. Os autores concluíram que o ASBR apresenta-se como uma alternativa aos sistemas de alimentação

intermitente, por apresentar maior flexibilidade operacional, bem como aos sistemas em batelada com microrganismos suspensos, por eliminar as incertezas quanto à granulação e o tempo necessário a sedimentação da biomassa, reduzindo, desta forma, o tempo total do ciclo.

Chebel *et al.* (2006) investigaram a influência do aumento da carga orgânica sobre o comportamento de um reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais (ASBR) de 5,0 L, com agitação mecânica de 75 rpm e contendo 2 L de biomassa granulada, aplicado ao tratamento de 2 L água residuária sintética por ciclo, alterando-se as variáveis de processo: concentração do afluente e tempo do ciclo. Foram aplicadas cargas orgânicas volumétricas (COV) de 0,66 a 2,88 gDQO/L.d, definidas pela utilização de concentrações do afluente de 550 a 3600 mgDQO/L em tempos de ciclos de 8 e 12 h. O reator apresentou-se estável com eficiências de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas entre 84% e 88% para COV de 0,66 a 2,36 gDQO/L.d. Para COV de 0,78 a 2,36 gDQO/L.d, verificou-se que para uma mesma concentração de afluente (2000 mgDQO/L), quando se diminuiu o tempo do ciclo de 12 para 8 h, não houve variação na eficiência de remoção. Entretanto, o comportamento ao longo do ciclo foi notadamente distinto para as diferentes condições. Além disso, para COV com os valores de 2,36 e de 2,08 gDQO/L.d, foram estudadas duas estratégias de operação, sendo que na primeira o reator foi operado com concentração afluente de 2000 mgDQO/L e ciclo de 8 h e, na segunda, a concentração afluente foi de 2600 mgDQO/L e o tempo de ciclo de 12 h. Nestes termos, apenas a primeira estratégia resultou em estabilidade e eficiência do sistema. Portanto, estes resultados indicaram a importância não somente da carga orgânica como variável de projeto para sistema operado em bateladas sequenciais, mas também as significativas influências da concentração do afluente e do tempo de ciclo.

3.1.3. Influência da estratégia de alimentação no ASBR

O tempo gasto na etapa de alimentação está diretamente ligado ao valor de F/M (relação entre concentração de substrato e a concentração de biomassa) e, portanto, a estratégia de alimentação empregada tem fundamental importância para o sucesso do ASBR. A utilização de uma etapa de alimentação mais longa garante menores concentrações de substrato no reator, o que favorece a granulação. Além disso, garante que a concentração de ácidos voláteis, intermediários do metabolismo anaeróbio, não alcance valores elevados, o que pode ser prejudicial à biomassa, uma vez que as bactérias acidogênicas produzem ácidos

voláteis com velocidade superior à velocidade de consumo destes pelos microrganismos acetogênicos e metanogênicos. Este fato é importante principalmente no caso do tratamento de águas residuárias simples de rápida degradação, na qual a utilização de uma fase de alimentação relativamente longa limita o fornecimento do substrato primário, evitando assim a acidificação e a conseqüente queda de desempenho do reator. Por outro lado, quando são utilizadas águas residuárias que apresentam características de degradação lenta, uma alteração na estratégia de alimentação pode não influenciar o desempenho do reator, pois o tipo de efluente contribui para a manutenção de concentrações baixas de ácidos no reator (Angenent e Dague, 1995; Bagley e Brodkorb, 1999; Rodrigues *et al.*, 2006).

Um reator tem o regime de escoamento classificado como batelada quando o tempo de enchimento do mesmo é desprezível em relação ao tempo total de ciclo. A operação em batelada alimentada é caracterizada por um tempo de enchimento considerável em relação ao tempo total de ciclo.

Kennedy *et al.* (1991) utilizaram um reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais para tratamento de água residuária contendo sacarose, ácido acético, alguns sais e extrato de levedura. Para tanto aplicaram cargas orgânicas que variaram de 2,5 a 18,5 gDQO/L.d e verificaram que a eficiência de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, variaram entre 35 a 97% dependendo da estratégia utilizada. Tal estratégia consistiu na variação dos períodos de enchimento e reação (F/R) do reator. Baixos valores da razão F/R (0,2 a 0,5) reduziram significativamente a eficiência do tratamento para cargas orgânicas altas (9 gDQO/L.d). Os autores mencionam que a carga orgânica específica, baseada no período de enchimento, deve ser um parâmetro crítico de projeto de um reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais.

Ratusznei *et al.* (2003) estudaram o comportamento de um reator anaeróbio operado em batelada e batelada alimentada, contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano, mantido a 30°C com agitação de 200 rpm, tratando 0,5 L de esgoto sintético com 500 mgDQO/L em ciclos de 3 horas de operação. O reator foi alimentado em batelada durante 3 minutos e, em batelada alimentada, durante 30, 60 e 180 minutos. No sistema operado em batelada, a eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas chegou a 86%. Nos sistemas operados em batelada alimentada, em contrapartida, a estabilidade operacional só foi alcançada no ciclo de 30 minutos, enquanto que nos demais ciclos houve formação de uma quantidade considerável de polímeros extracelulares (ECP) que impediram o contato eficiente entre biomassa e substrato. A queda da eficiência atentou os pesquisadores para o

fato de manter o leito de biomassa sempre coberto com o afluente para evitar a formação do biopolímero.

Orra *et al.* (2004) também avaliaram a influência de estratégias distintas de alimentação sobre o desempenho de um reator anaeróbio operado em batelada e batelada alimentada, com recirculação externa da fase líquida, tratando 890 mL do mesmo afluente em ciclos de 6 horas de operação. A eficiência de remoção para amostras filtradas diminuiu de 85 para 81% com o aumento do tempo de carga de 6 para 360 minutos. Apesar disso, os valores de concentração de matéria orgânica apresentaram pequena variação ao longo dos ciclos de operação com o aumento do tempo de alimentação, indicando que a estratégia de batelada alimentada confere estabilidade ao sistema. Também houve formação de biopolímero durante o período de operação do reator, mas sem comprometer a estabilidade e a eficiência do sistema.

Borges *et al.* (2004) variaram a estratégia de alimentação em um ASBBR tratando 2,5 L de esgoto sintético com 500 mgDQO/L. O tempo do ciclo (t_C) foi de 8 horas e agitação de 500 rpm. No início de cada ciclo, o reator foi alimentado com 60% do volume do esgoto a ser tratado e os 40% restantes eram adicionados em tempos de enchimento (t_F) de 10, 120, 240, 260 e 480 minutos, o que caracterizava as diferentes estratégias de alimentação. Os resultados obtidos mostraram que para a razão $t_F/t_C \leq 0,5$, a eficiência de remoção de matéria orgânica ficou acima de 75%, enquanto que para razão $t_F/t_C > 0,5$, os valores de eficiência obtidos foram menores.

Damasceno *et al.* (2007), tratando soro de queijo em ASBBR, avaliaram a influência da COV aplicada e da estratégia de alimentação sobre a estabilidade e o desempenho do reator. As COV aplicadas foram de 2, 4, 8 e 12 gDQO/L.d para as estratégias de alimentação de 10, 120 e 240 min, mantendo-se a suplementação de alcalinidade a bicarbonato (AB) em 50% da razão mássica $\text{NaHCO}_3/\text{DQO}$. Os autores obtiveram melhores resultados para as COV aplicadas de 2 a 4 gDQO/L.d com a estratégia de alimentação de 120 min. Para as COV de 8 e 12 gDQO/L.d a estratégia de alimentação de 240 minutos foi a que apresentou maiores eficiências.

Oliveira *et al.* (2007) utilizaram um ASBBR no tratamento da água residuária de uma indústria automobilística. O reator foi operado em ciclos de 8 h, com agitação de 400 rpm, a 30°C, tratando 2,0 L de água residuária. Inicialmente estudou-se a eficiência e estabilidade do reator suplementando-se o afluente com nutrientes e alcalinidade. Nestes termos, a eficiência de remoção foi de 88% para COV de 3,09 mgDQO/L.d. Quando se aumentou a COV para

6,19 mgDQO/L.d, o sistema apresentou operação estável com diminuição na eficiência para 71%. Em uma segunda etapa, o ASBBR foi operado tratando água residuária *in natura*, isto é, sem suplementação de nutrientes, somente de alcalinidade, variando-se a estratégia de alimentação do afluente. Para todas as estratégias implementadas (COV de 1,4, 2,57 e 2,61 mgDQO/L.d), o sistema apresentou estabilidade e eficiência de remoção de aproximadamente 80%.

3.2. Tratamento de águas residuárias contendo surfactantes

A água residuária industrial submetida ao tratamento no ASBBR consistia basicamente de resíduos das operações de produção de uma indústria de produtos de higiene pessoal. Dentre as principais matérias-primas presentes nesta água residuária destaca-se o lauril sulfato de sódio, um surfactante aniônico. Desta forma, pretende-se dar ênfase, nesta aborgagem, ao tratamento desta classe de compostos por processos biológicos de tratamento.

Os surfactantes são moléculas anfipáticas constituídas de uma porção hidrofóbica e uma porção hidrofílica. A parte hidrofóbica geralmente é composta de cadeias alquílicas ou alquilfenílicas, contendo de 10 a 18 átomos de carbono. A região hidrofílica é constituída por grupos iônicos ou não-iônicos ligados à cadeia carbônica. Alguns exemplos de surfactantes iônicos utilizados comercialmente incluem ésteres sulfatados ou sulfatos de ácidos graxos (aniônicos) e sais de amônio quaternário (catiônico). Em função da presença de grupos hidrofílicos e hidrofóbicos na mesma molécula, os surfactantes tendem a se distribuir nas interfaces entre fases fluidas com diferentes graus de polaridade. A formação de um filme molecular, ordenado nas interfaces, reduz a tensão interfacial e superficial, sendo responsável pelas propriedades dos surfactantes (Nitschke e Pastore, 2002; Penteado *et al.*, 2006).

Os surfactantes aniônicos são sais de sódio que ionizam produzindo Na^+ , além de um íon negativamente carregado, com propriedades superficiais ativas. Os mais comuns são sulfatos e sulfonatos. Os álcoois de cadeias longas quando tratados com ácido sulfúrico produzem sulfatos (ésteres inorgânicos) com propriedades superficiais ativas. Geralmente se utiliza o álcool láurico (ou dodecil), conforme apresentado na Equação (3.2) (Sawyer e MacCarty, 1978):

Além dos AS, Sanderson *et al.* (2006) ressaltam outra classe de surfactantes, os alquil etoxi-sulfatos (AES). Ambos são produzidos em grande volume e são muito usados, mundialmente, em detergentes e produtos de higiene pessoal. Os volumes anuais de consumo norte americano de AS e AES em 2003 foram estimados em 260 e 1083 milhões de libras, respectivamente.

Sanderson *et al.* (2006) apresentam dados de monitoramento para o AS/AES de algumas estações de tratamento de águas residuárias localizadas em Lowell, Indiana; em Bryan, Ohio e em Wilmington, Ohio. As estações apresentam as seguintes características:

(i) Lowell: população: 16000 habitantes; vazão média afluyente: $10 \cdot 10^6$ L/d; não recebe resíduos industriais; utiliza clarificação primária e secundária, aeração com micro bolhas e cloração;

(ii) Bryan: população: 8000 habitantes; vazão média afluyente: $10 \cdot 10^6$ L/d; 20% de sua vazão são de origem industrial (que inclui uma fabrica de doces, instalações de fundição e manufatura de ferramentas e chapas metálicas, que tratam a água residuária antes do seu despejo); utiliza clarificação primária e secundária, aeração com micro bolhas, digestão anaeróbia e cloração/descloração.

(iii) Wilmington: população: 17000 habitantes; vazão média afluyente: 8 a $15 \cdot 10^6$ L/d; 10% de sua vazão são de origem industrial (que inclui indústria de moldagem de plásticos, instalações de fundição e um aeroporto); utiliza clarificação primária e secundária, aeração com micro bolhas, digestão aeróbia, filtros percoladores e tratamento com luz UV.

A Tabela 3.1 apresenta os resultados do monitoramento para amostras do afluyente e do efluyente para cada estação de tratamento de água residuária municipal, descrita anteriormente.

Tabela 3.1 – Concentração medidas de AS/AES no meio ambiente

Corrente	Localização	Total AS/AES (ng/L)	Porcentagem AS
Lowell	afluyente	200195	44
	efluyente	2848	91
Bryan	afluyente	162331	48
	efluyente	328	82
Wilmington	afluyente	172936	47
	efluyente	243	82

*AS: alquil sulfatos; AES: alquil etoxi-sulfatos

As concentrações do afluente variaram de 162331 a 200195 ng/L e as concentrações do efluente variaram de 243 a 2848 ng/L, e foram maiores em Lowell e menores em Wilmington. No efluente o AS foi predominante ($88,3 \pm 9,8\%$) do total de AS/AES relativo ao AES enquanto que a proporção de AS no afluente é de somente $46,2 \pm 2,0\%$. Uma das importantes conclusões dos autores, para as regiões e amostras analisadas, foi que os AS/AES possuem baixo potencial de bioconcentração além de alta e rápida biodegradabilidade.

Há relativamente poucas informações disponíveis sobre os efeitos inibitórios dos surfactantes na digestão anaeróbia. Segundo Berna *et al.*, (2007) os surfactantes aniônicos sulfatados (alquil sulfato e álcool éter sulfato) são bastante biodegradáveis enquanto surfactantes aniônicos sulfonados (linear alquilbenzeno sulfonato; alceno secundário sulfonato e metil éster sulfonato) são muito pouco biodegradáveis. Testes simulando digestores anaeróbios com álcoois sulfatados lineares, com cadeias alquil de comprimentos típicos usados em detergentes (C_{12} a C_{18}), foram biodegradados anaerobiamente, com conversão a CH_4 e CO_2 de 80 – 94%.

Berna *et al.*, (2007) relatam, ainda, que o desempenho de reatores UASB (upflow anaerobic sludge blanket) e DASB (downflow anaerobic expanded bed) em escala de laboratório, utilizados na degradação anaeróbia de água residuária sintética contendo oleato de sódio e estearato de sódio foram estudados. O maior problema encontrado foi a adsorção desses compostos na superfície sólida do suporte utilizado, impedindo, portanto o contato biomassa-substrato e afetando o desempenho da biodegradação.

Berna *et al.*, (2007) ressaltam ainda que os surfactantes têm tendência a adsorver no lodo e desse modo são levados para o interior dos digestores anaeróbios. Em locais onde o lodo digerido é eventualmente disposto no solo como correção, as plantas e a vida no solo podem estar expostos aos surfactantes e seus metabólitos.

A biodegradabilidade anaeróbia e os efeitos inibitórios de surfactantes aniônicos na etapa de metanogênese foram estudados por Wagener *et al* (1987). Foram realizados experimentos utilizando, como inóculo, lodo anóxico de um digestor de uma estação municipal de tratamento de esgotos, e, também lodo de um riacho poluído. Dentre os surfactantes estudados destaca-se o dodecil sulfato de sódio, cujas concentrações nos ensaios foram de 0,01; 0,1 e 0,57 g/L. Observou-se que este composto causou inibição acentuada na atividade dos dois tipos de lodo, diminuindo a produção de metano, para concentração de 0,57 g/L. Houve acúmulo de altas quantidades de acetato além de valerato e propionato e indicaram pelo menos a degradação parcial do dodecanol. Em termos ambientais essa

informação é importante uma vez que o acúmulo de ácidos graxos com 8 a 12 átomos de carbono pode inibir muito o processo de digestão anaeróbia. Além disso, a produção de H_2S também aumentou. Os autores ressaltam que efluentes industriais usualmente não contêm somente um tipo de surfactante, mas uma mistura de vários tipos com várias concentrações e diferentes biodegradabilidades.

Uma das indústrias que consome aproximadamente 10% da produção mundial de surfactantes, segundo Feitkenhauer e Meyer (2002), é a industrial têxtil. Água residuária destas indústrias contém altas concentrações de surfactantes além de compostos biodegradáveis como amido e amido modificado. Desta maneira os autores sugerem o tratamento anaeróbio como uma opção economicamente interessante para a redução da carga orgânica deste tipo de afluente. Por outro lado, os autores temem que os surfactantes possam inibir a biomassa anaeróbia já que poucos estudos sobre a investigação dos efeitos inibitórios dos surfactantes no processo de digestão anaeróbia encontram-se disponíveis.

Além disso, os autores ressaltam que a maioria dos estudos foi realizada com concentrações de surfactantes (ou carga de biomassa) próximas às encontradas em estações de tratamento público de água residuárias. Contudo, as águas residuárias da indústria têxtil apresentam concentrações e cargas muito maiores, o que pode aumentar significativamente a inibição da biomassa.

Devido aos álcoois sulfatos estarem entre os surfactantes mais extensamente utilizados, os autores optaram por estudar a degradação anaeróbia do decil sulfato (DS), o qual apresenta tamanho médio de cadeia.

As concentrações de DS nos experimentos realizados em batelada variaram de 50 a 500 mg/L, correspondendo a 15 a 150 gDS/kgSDW (SDW: peso seco de lodo) e (21,7 a 217 gDS/CDW (CDW: peso seco de células). Estas concentrações são consideravelmente maiores quando comparadas as concentrações típicas encontradas em digestores anaeróbios tratando lodo de esgoto bruto ($< 0,5$ g/kg) uma vez que cargas muito maiores podem ser esperadas em unidades de tratamento de águas residuárias de plantas de produção com utilização intensa de surfactantes. Todos os experimentos continham 3 g/L de amido solúvel como principal substrato. Os experimentos foram comparados com a degradação de amido solúvel sem a presença de surfactante e também um experimento controle sem o substrato.

Os resultados obtidos por Feitkenhauer e Meyer (2002) são apresentados a seguir:

(i) para concentração de 0 a 100 mgDS/L a concentração de carbono orgânico dissolvido aumentou rapidamente durante as primeiras 100 h para valores de 800 mg/L. Uma hidrólise quase completa do amido foi obtida neste período.

(ii) para 150 mgDS/L o período principal de hidrólise foi estendido para mais de 500 h.

(iii) para 250 e 500 mgDS/L este período se aproximou de 1500 h e a concentração de carbono orgânico dissolvido apresentou um pico de 680 mg/L para 500 mgDS/L, enquanto para o reator sem a presença de surfactante este valor foi de 900 mg/L

Resumindo, o aumento da concentração de carbono orgânico dissolvido foi maior e mais rápido para concentrações menores de surfactante ou para o controle, sem surfactante. A hidrólise de amido solúvel foi inibida significativamente pelo DS, para concentrações acima de 100 mgDS/L (43 gDS/kgCDW).

Segundo os autores dois efeitos inibitórios na hidrólise do amido podem ser evidenciados:

(i) a interação direta do surfactante com enzimas extracelulares que são responsáveis pela hidrólise do amido. O amido deve ser hidrolisado antes que os correspondentes mono ou dímeros possam penetrar na célula;

(ii) a inibição da hidrólise pode ter sido causada pela inibição da atividade metabólica das células (por exemplo: devido a interação do surfactante com as membranas celulares que levou a redução na produção de enzimas extracelulares).

O DS foi rapidamente removido (90%) pela suspensão de biomassa em todos os reatores, após 24 h. As concentrações foram: zero; 13,5; 4; 10 e 43 mgDS/L para as concentrações iniciais de 50, 100, 150, 250 e 500 mgDS/L, respectivamente. Após 68 h não foi detectada nenhum valor de DS para todas as concentrações iniciais estudadas.

Desta forma os resultados experimentais justificam a hipótese (ii) uma vez que o surfactante foi rapidamente (em 24 h) removido da água residuária. Contudo, com concentração inicial alta de surfactante a atividade hidrolítica não foi retomada após a remoção do surfactante. Consequentemente, um dano irreversível na célula foi a principal causa da inibição da hidrólise.

Quanto às etapas de acidogênese e acetogênese, nos experimentos com concentrações baixas de DS (50 e 100 mg/L), os principais metabólitos foram os ácidos acético e butírico (aproximadamente 500 mg/L). Cerca de 250 a 400 mg/L de ácido propiônico também foi detectado. Estes valores foram comparáveis aos encontrados para o experimento sem o

surfactante. Concentrações menores de etanol foram detectadas nos reatores sem o surfactante e com concentrações de DS de até 250 mg/L. A adição de 500 mg/L de DS causou um acúmulo de cerca de 200 mg/L de etanol em poucas centenas de horas. A concentração de etanol decresceu muito lentamente no reator e uma concentração residual de cerca de 100 mg/L foi encontrada no final do experimento. O metabolismo do etanol foi quase completamente inibido para concentração de DS de 500 mg/L.

Concentrações baixas de ácido butírico foram detectadas nos experimentos com a maior adição de DS. Para concentrações muito altas de DS a concentrações de etanol de até 200 mg/L foram encontradas. Para concentração acima de 150 mgDS/L o ácido acético tornou-se o metabólito predominante e foi detectado com concentração de cerca de 1 g/L.

Resumindo, pode ser concluído que sob condições padrões, sem surfactante, os metabólitos esperados da degradação do amido foram detectados. A adição de DS causou o acúmulo de concentrações de ácidos voláteis por um período de tempo muito longo, quando comparado a degradação sem a presença de DS, o que demonstra que a acetogênese foi severamente inibida. Além disso, a importância relativa dos metabólitos foi alterada e metabólitos menores (secundários) como os ácidos isobutírico e valérico acumularam em quantidades muito maiores comparados com a degradação de amido solúvel puro. Além disso, com concentração alta de DS uma grande porção do substrato não foi convertida em compostos detectáveis (ácidos voláteis, compostos gasosos).

Mesmo com concentrações muito altas de DS não foi encontrado o decanol, um possível metabólito do DS. Contudo, concentrações de ácido cáprico (ácido decanóico), um metabólito de surfactantes, superiores a 60 mg/L foram detectadas. Tal fato não foi verificado para o biorreator sem a presença do surfactante. Além disso, o ácido cáprico não foi detectado nas mesmas quantidades molares removidas de DS. O ácido cáprico foi detectado somente após um longo período, posterior ao desaparecimento de DS. Isto indica que ambos, o DS e o correspondente ácido cáprico, estavam fortemente associados às células.

A produção específica de metano na ausência de DS (1546 mL/L) diminuiu ligeiramente na concentração de 50 mgDS/L (1480 mL/L) e com maior intensidade com o aumento da concentração (100 mgDS/L: 1165 mL/L; 150 mgDS/L: 553 mL/L). Nas concentrações de 250 e 500 mg/L, a produção de metano reduziu para cerca de 10% da produção na condição sem a presença do surfactante (191 e 155 mL/L, respectivamente).

Os autores concluem que o processo de digestão anaeróbia água residuária rica em carboidratos (amido solúvel) foi severamente inibida por decil sulfato (DS) em experimentos

em batelada. A metanogênese e a acetogênese foram severamente inibidas para razões entre surfactante (DS) e biomassa (CDW: peso seco de células) de 21,7 gDS/kgCDW. A produção de metano nos biorreatores reduziu de 90% para concentrações iniciais de 250 e 500 mg/L. Para razões acima 65 gDS/kgCDW a hidrólise do amido solúvel também foi inibida. A acidogênese foi a etapa da degradação com a maior resistência com respeito aos efeitos inibitórios do DS.

Os autores apresentam as seguintes conclusões que podem ser utilizados no projeto de um sistema de digestão anaeróbia tratando água residuária rica em surfactantes (álcool sulfato):

(i) Utilizar sistemas com alta densidade celular para manter a razão entre surfactante e biomassa baixa, visando impedir ou atenuar o fenômeno de inibição, a qual foi mais severa para cargas maiores de surfactantes.

(ii) Todas as etapas da degradação anaeróbia sofreram inibição. Contudo, a inibição da acetogênese e da metanogênese pode ser minimizada pela introdução de um processo em duas fases, protegendo, desta forma, os microrganismos acetogênicos e metanogênicos, mais sensíveis, em um segundo reator.

Com relação à utilização de reatores operados em bateladas sequenciais (SBR) para o tratamento de água residuária de indústria de produtos de higiene pessoal destaca-se o trabalho de Décreon *et al* (1985). Neste trabalho o afluente era constituído de matéria orgânica biodegradável incluindo ácidos graxos e álcoois de alto peso molecular, com concentração de 5 a 20 gDBO/L e demanda total de oxigênio (TOD) de 10 a 30 gTOD/L. O tempo de ciclo foi de 6 horas, das quais 4 horas foram utilizadas para a alimentação e reação, 1,75 horas para sedimentação e 0,25 h para descarga. O reator possuía volume total de 23 L sendo 10 L ocupado pela mistura afluente/lodo. A cada ciclo 2 L de afluente eram alimentados. O estudo demonstrou 90% de eficiência de remoção de matéria orgânica medida como demanda total de oxigênio quando a carga orgânica era inferior a 0,70 kgTOD/kgSSV.d. Cargas orgânicas mais elevadas promoviam algum tratamento, mas havia risco de perda de biomassa quando a carga excedia 1,4 kgTOD/kgSSV.d. A suplementação de nutrientes para garantir a relação DBO₅/N/P de 100/5/1 foi essencial para garantir um bom tratamento. O tratamento era ineficiente quando a relação era de 100/2.5/0.5. O sistema também se mostrou sensível à variação de temperatura. A redução de temperatura de 22°C para 10°C ocasionou queda na eficiência de remoção de DBO₅ de 98% para 87%.

Carlsson *et al.* (2005) efetuaram uma auditoria de risco ambiental para alguns produtos

usados na indústria farmacêutica, de cosméticos e de produtos de higiene. Dentre os produtos investigados, destacam-se o polisorbato 80 e o lauril sulfato de sódio. O polisorbato 80 é uma mistura de ésteres oléicos de sorbitol e seus anidridos copolimerizados com aproximadamente 20 mol de óxido de etileno para cada mol de sorbitol e seus anidridos. O estudo concluiu que não há risco ambiental para ambos e que o lauril sulfato de sódio é biodegradável e não tem potencial para bioacúmulo.

3.3. Considerações finais

As informações obtidas na literatura fortaleceram os conhecimentos a respeito dos reatores anaeróbios descontínuos, permitindo uma familiarização dos aspectos operacionais nestes sistemas. Permitiram identificar, além da potencialidade de aplicação prática do ASBR, alguns dos principais fatores que interferem no seu desempenho e estabilidade: a agitação, a carga orgânica aplicada e a estratégia de alimentação do afluente.

Com relação ao tratamento anaeróbio de águas residuárias contendo surfactantes há poucas informações disponíveis sobre o assunto, embora os surfactantes tenham uma utilização muito difundida.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Materiais

4.1.1. Configuração do reator

O reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais contendo biomassa imobilizada (ASBBR), conforme mostrado nas Figuras 4.1 e 4.2, era constituído por um frasco cilíndrico de acrílico de 20 cm de diâmetro, 20 cm de altura e com capacidade de 5 L.

A agitação foi implementada por um agitador mecânico, tipo hélice com três pás de 6 cm de diâmetro externo, localizado no interior de um tubo central (“draft-tube”), cuja função era otimizar o direcionamento do fluxo no interior do reator (Michelan, 2006), conforme Figura 4.3 e 4.4. Além disso, a Figura 4.4 mostra a biomassa imobilizada que foi confinada entre telas de aço inoxidável no interior do ASBBR.

A alimentação e a descarga do ASBBR foram realizadas por bombas tipo diafragma. Para manter a temperatura constante, o reator foi operado em uma câmara com temperatura controlada.

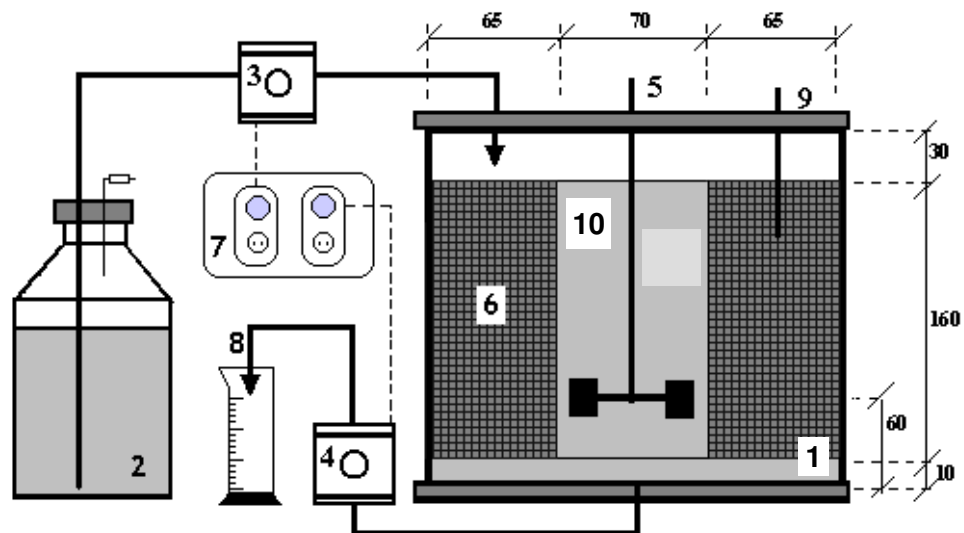


Figura 4.1 – Esquema do reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais contendo biomassa imobilizada (Dimensões em milímetros): (1) Tanque de reação, (2) Água residuária, (3) Bomba de alimentação, (4) Bomba de descarga, (5) Agitador mecânico, (6) Cesto contendo espumas com células imobilizadas, (7) Temporizadores, (8) Efluente tratado, (9) Termômetro, (10) “Draft tube”



Figura 4.2 – Fotografia do reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais contendo biomassa imobilizada



Figura 4.3 – Tubo de PVC (“draft tube”) que foi inserido no reator e o impelidor tipo hélice.

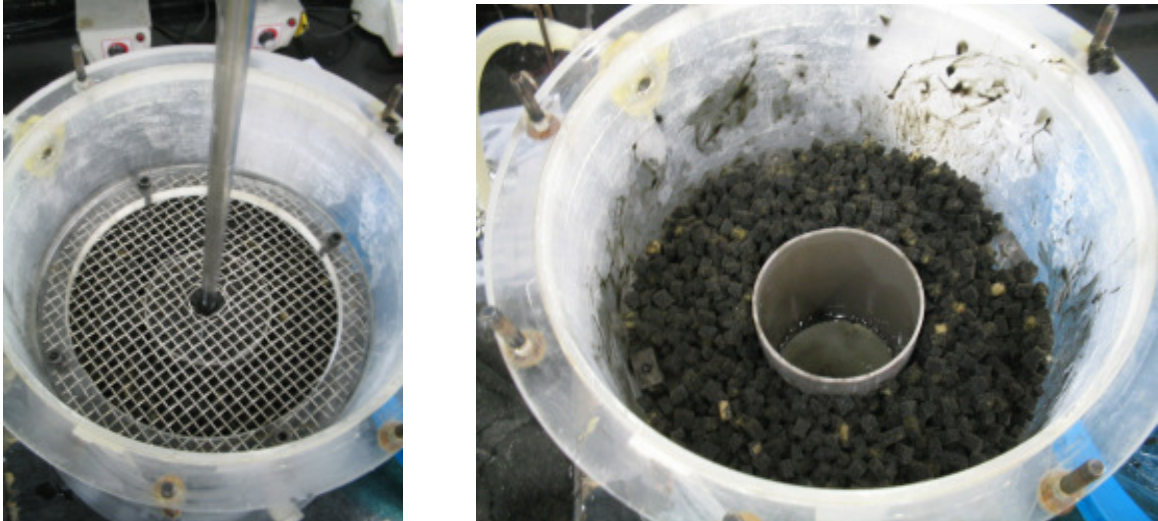


Figura 4.4 – Montagem do “draft-tube” e biomassa imobilizada em espuma de poliuretano

4.1.2. Suporte de imobilização da biomassa anaeróbia

O suporte de imobilização da biomassa foi espuma de poliuretano na forma de cubos de 0,5 cm de lado, com densidade aparente de 23 kg/m^3 e porosidade próxima a 95% (produzida pela empresa Edmil Indústria e Comércio - Elói Mendes, MG), confeccionada sem adição de corantes ou aditivos.

4.1.3. Inóculo

O inóculo utilizado nos experimentos foi proveniente de reator anaeróbio de manta de lodo e escoamento ascendente (UASB), tratando água residuária de abatedouro de aves (Avícola Dacar S.A.), sediado em Tietê, SP. Este inóculo foi utilizado no intuito de acelerar a partida do processo, pois na ausência de lodo adaptado esta etapa seria muito longa. A concentração em termos de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis totais (SVT) do inóculo era de 62 g/L e 51 g/L, respectivamente.

4.1.4. Água residuária

Neste trabalho foram utilizados dois tipos de afluente: *Água Residuária Sintética (AR-S)* e *Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal*

(*AR-IPHP*).

Ressalta-se que embora o escopo deste trabalho tenha sido o tratamento de *Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal (AR-IPHP)* no ASBBR, utilizou-se, também, a *Água Residuária Sintética (AR-S)* em duas situações:

(i) a primeira constou em operar o ASBBR, em um ensaio preliminar, com *AR-S*, no intuito de não submeter a biomassa, que estava sob refrigeração em geladeira, à aproximadamente 10°C, de imediato ao contato com a água residuária industrial;

(ii) a segunda situação se refere à substituição, da *AR-IPHP*, por *AR-S* em algumas situações em que o ASBBR apresentou problemas operacionais. Tais problemas resultaram em aumento da concentração de matéria orgânica e de ácidos voláteis totais no efluente, com conseqüente queda de eficiência. Desta forma, visando recuperar a eficiência do ASBBR utilizou-se a estratégia de substituição do afluente industrial por sintético até a retomada da eficiência.

Com relação a *AR-IPHP*, ressalta-se que devido à necessidade de suplementação recebeu as seguintes denominações: *AR-IPHP-I* (suplementação com alcalinidade) e *AR-IPHP-II* (suplementação de nutrientes e de alcalinidade), conforme justificado a seguir.

Optou-se, em uma primeira etapa, por suplementar a *AR-IPHP* com nutrientes e alcalinidade (sendo designada de *AR-IPHP-II*) visando tornar a água residuária industrial balanceada em termos de nutrientes para a biomassa anaeróbia e, também, em termos de compostos que conferissem alcalinidade para possível neutralização de ácidos, provenientes de metabólitos intermediários do processo de digestão anaeróbia.

Em uma segunda etapa optou-se por submeter a biomassa ao tratamento de *AR-IPHP* suplementada apenas com alcalinidade (sendo designada de *AR-IPHP-I*), para analisar a viabilidade do tratamento da mesma sem suplementação de nutrientes. Tal fato, uma vez concretizado, consistiria em vantagem econômica para o tratamento da água residuária em questão.

A seguir descrevem-se as características dessas águas residuárias.

4.1.4.1. *Água Residuária Sintética: AR-S*

A *Água Residuária Sintética (AR-S)* era composta por proteínas (na forma de extrato de carne), carboidratos de fácil e difícil degradação (nas formas de sacarose, amido e celulose) e lipídeos (na forma de óleo de soja). Além disso, continha traços de metais e

bicarbonato de sódio para tamponamento e foi preparada de acordo com Torres (1992). Salienta-se que, antes de ser adicionada ao reator, a água residuária era esterilizada a 121°C, durante 15 min, para manutenção das suas características ao longo da operação. Os valores apresentados na Tabela 4.1 têm como base uma demanda química de oxigênio da ordem de 500 mg/L.

Tabela 4.1 – Composição da *Água Residuária Sintética (AR-S)* (500 mgDQO/L)

<i>Composto</i>	<i>Concentração (mg/L)</i>
<i>Carboidratos</i>	
Sacarose	35
Amido	114
Celulose	34
<i>Proteínas</i>	
Extrato de carne	208
<i>Lipídeos</i>	
Óleo de soja*	51
<i>Sais</i>	
NaCl	250
MgCl ₂ .6H ₂ O	7,0
CaCl ₂ .2H ₂ O	4,5
<i>Tampão</i>	
NaHCO ₃	200

(*) Foram adicionadas 3 gotas de detergente comercial por litro de solução para emulsionar o óleo

4.1.4.2. *Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal (AR-IPHP)*

A *Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal (AR-IPHP)* era resultante, principalmente, do processo de produção de cremes dentais. Consistia basicamente de resíduos das operações de lavagem, limpeza e sanitização de: equipamentos de fabricação, envase e pisos, conforme indicado na Figura 4.5. Não havia mistura com esgoto sanitário proveniente dos banheiros, vestiários e cozinha da indústria. Antes de ser descartada seu pH era ajustado com ácido cítrico e soda cáustica mantendo-se entre 6,0 e 10,0.

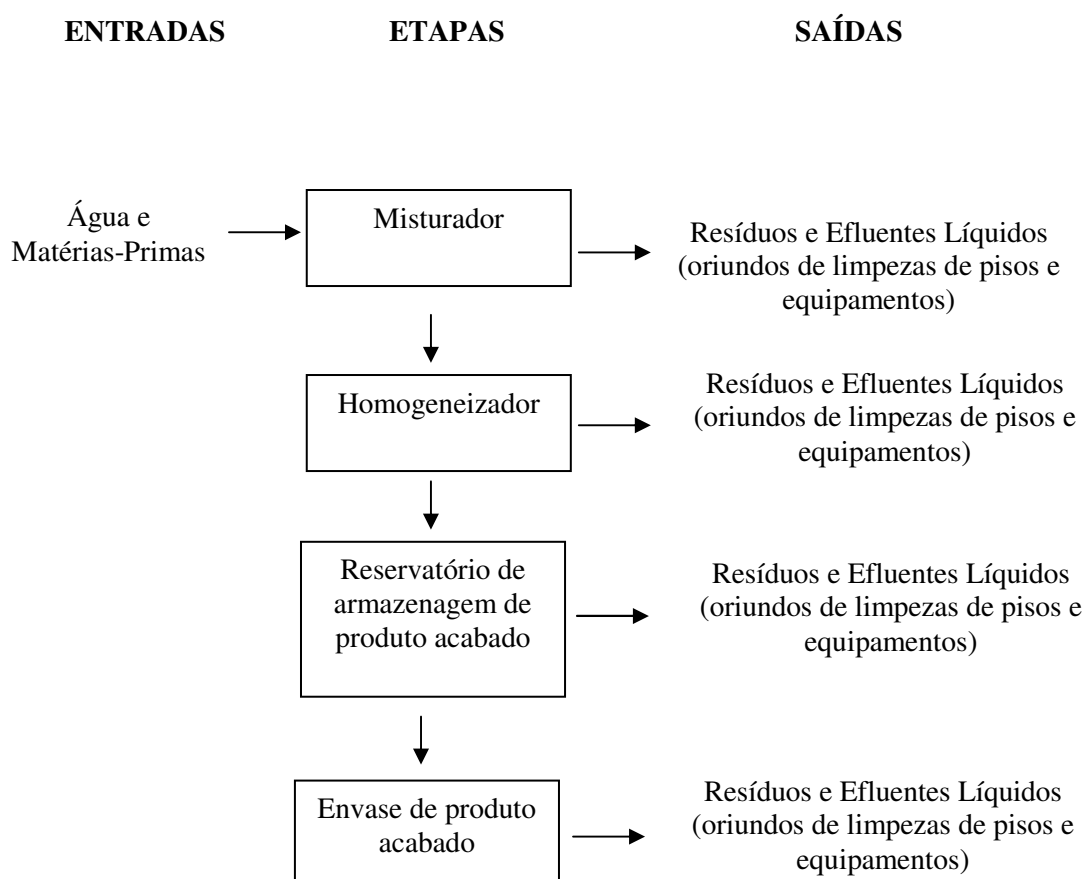


Figura 4.5 – Fluxograma do processo de produção e geração de efluentes de uma indústria de produtos de higiene pessoal

Em relação à composição desta água residuária, havia variações que podem ser atribuídas principalmente à diversidade de matérias-primas envolvidas, tipo de produto elaborado e quantidade de água utilizada nas operações de lavagem/sanitização, bem como a frequência com que as lavagens e sanitizações eram realizadas. A concentração de matéria orgânica variava de 1000 a 80000 mgDQO/L, sendo que as concentrações mais elevadas de matéria orgânica e sólidos suspensos totais, geralmente, ocorriam durante o início do ciclo da operação de lavagem/sanitização, diminuindo ao longo do mesmo. O volume médio de efluente gerado por dia variava de 133,3 m³ a 160 m³.

A relação das principais matérias-primas utilizadas na indústria e que podem estar presente na água residuária são: bicarbonato de sódio, carbonato de cálcio, carboximetil celulose, citrato de potássio, dióxido de sílcio, flavorizantes para a indústria alimentícia, glicerina destilada, lauril sulfato de sódio, óxido de alumínio, polietilenoglicóis, sacarina, silicato de sódio e sorbitol. Destas matérias-primas, as que são utilizadas em maiores

quantidades na fabricação dos produtos são: carbonato de cálcio, dióxido de silício, glicerina destilada, lauril sulfato de sódio e sorbitol.

4.1.4.2.1. *Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal* suplementada com alcalinidade (AR-IPHP-I)

A AR-IPHP foi caracterizada em termos de concentração de matéria orgânica. Após essa caracterização, a concentração da mesma foi ajustada para 3000 ou 6000 mgDQO/L. Foi suplementada com alcalinidade (NaHCO_3) sendo, após esta suplementação, denominada de AR-IPHP-I. A seguir foi caracterizada em termos de concentração de matéria orgânica, de concentração de ácidos voláteis totais, alcalinidade e pH sendo posteriormente alimentada ao ASBBR.

4.1.4.2.2. *Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal* suplementada com nutrientes e com alcalinidade (AR-IPHP-II)

A AR-IPHP foi caracterizada em termos de concentração de matéria orgânica. Após essa caracterização, a concentração da mesma foi ajustada para 1000, 2000, 3000 e 4000 mgDQO/L, dependendo da etapa do projeto. Foi suplementada com nutrientes (sacarose, extrato de carne ou uréia e solução de sais) e, também, com alcalinidade (NaHCO_3). Após esta suplementação foi denominada de AR-IPHP-II. Esta água residuária foi caracterizada em termos de concentração de matéria orgânica, de concentração de ácidos voláteis totais, alcalinidade e pH sendo, posteriormente, alimentada ao ASBBR.

A solução salina era preparada com 60 g/L de cloreto de sódio (NaCl), 1,63 g/L de cloreto de magnésio hexaidratado ($\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) e 1,08 g/L de cloreto de cálcio diidratado, ($\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) e armazenada em recipientes de vidro, mantidos sob refrigeração em torno de 10°C.

Ressalta-se que a estratégia de suplementação, principalmente no início do processo, visava tornar a *Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal* (AR-IPHP) balanceada em termos de nutrientes para a biomassa anaeróbia.

4.2. Métodos

4.2.1. Análises físico-químicas

As concentrações de matéria orgânica nas formas não filtrada (C_{ST}) e filtrada (C_{SS}) e de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) e o pH foram medidas conforme o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1995). As alcalinidades: total (AT), intermediária (AI), parcial (AP) e a bicarbonato (AB) e a concentração de ácidos voláteis totais (AVT) foram analisadas segundo método proposto por Dilallo e Albertson (1961), modificado por Ripley *et al.* (1986).

Os ácidos voláteis intermediários foram analisados por cromatografia em fase gasosa, segundo metodologia proposta por Moraes *et al.* (2000), utilizando-se cromatógrafo Hewlett Packard® 6890 Series, equipado com detector de ionização de chama e coluna Hewlett Packard® Innowax (30 m x 0,25 mm x 0,25 µm de espessura do filme). O gás de arraste foi o hidrogênio (fluxo de 2,0 mL/min), temperatura do injetor igual a 250°C, razão de “split” de 1:20, volume de injeção de 1,0 µL. A temperatura do forno foi de 100°C durante 3 minutos, rampa de aquecimento de 5 °C/min até 180°C, permanecendo por 5 minutos. “Postrun” de 200°C durante 3 min. A temperatura do detector foi de 300°C, com fluxo de ar sintético e de hidrogênio de, respectivamente, 300 e 30 mL/min e vazão de “make up” de nitrogênio de 35 mL/min.

4.2.2. Composição do biogás

A determinação da composição do biogás gerado pela digestão anaeróbia também foi feita através de cromatografia em fase gasosa, utilizando-se o cromatógrafo Hewlett Packard® 6890 Series equipado com detector de condutividade térmica e coluna Porapak Q® (2 x ¼” - 80 a 100 mesh). O gás de arraste foi o hidrogênio a 50 mL/min, a temperatura do injetor foi igual a 150°C e o volume de amostra foi de 1,0 mL. A temperatura do forno foi de 50°C. O detector operou a 200°C, com fluxo de hidrogênio de 50 mL/min e vazão de “make up” de nitrogênio de 2,5 mL/min.

4.3. Fundamentos teóricos

4.3.1. Eficiência de remoção

A eficiência de remoção total de matéria orgânica do reator foi calculada por ε , definida pela Equação (4.1), na qual C_A é a concentração total de matéria orgânica no afluente e C_{ST} é a concentração total de matéria orgânica no efluente.

$$\varepsilon (\%) = \frac{C_A - C_{ST}}{C_A} 100 \quad (4.1)$$

A eficiência de remoção de matéria orgânica ao longo de um ciclo de operação do reator é dada por ε_i , definida pela Equação (4.2), na qual C_S é a concentração de matéria orgânica para amostras filtradas, retiradas em um determinado instante a partir do início do ciclo, e C_{S0} corresponde ao valor inicial de C_S .

$$\varepsilon_i (\%) = \frac{C_{S0} - C_S}{C_{S0}} 100 \quad (4.2)$$

4.3.3. Modelagem cinética

A obtenção dos parâmetros cinéticos de degradação da matéria orgânica foi realizada por meio do ajuste de três modelos de primeira ordem separadamente. Os *Modelos I e II* levam em conta apenas o consumo do substrato, sendo ajustado aos dados experimentais dos perfis de concentração de matéria orgânica, para amostras filtradas (C_S), na forma de DQO, para cada condição operacional. O *Modelo III*, em contrapartida, além do consumo de substrato, considera a produção e o consumo de ácidos voláteis e a produção de metano, sendo ajustado aos dados experimentais de seus respectivos perfis de concentração.

O *Modelo I* foi proposto por Rodrigues *et al.*, (2003b), ao passo que o *Modelo III* foi desenvolvido por Rodrigues *et al.*, (2004), com base no modelo de Bagley & Brodtkorb (1999). Este último é uma adaptação de um outro modelo, proposto pela *International Water Association (IWA)* e aplicado a sistemas de tratamento com lodo ativado. Ressalta-se que

estes modelos se baseiam nos fundamentos da cinética de reatores, discutidos por Levenspiel (2000) e Fogler (2002).

Na aplicação dos modelos foram feitas as seguintes considerações: (i) reator isotérmico e perfeitamente agitado, (ii) cinética de primeira ordem, para descrever as reações que ocorrem no tratamento biológico de águas residuárias; (iii) concentração constante de microrganismos, devido à baixa atividade metabólica dos microrganismos anaeróbios durante todo o período de operação do reator; (iv) introdução de constantes cinéticas aparentes e não específicas que incorporam os termos cinéticos intrínsecos, além das resistências à transferência de massa interna e externa, e ao mesmo tempo, não estão relacionados com a concentração de microrganismos do sistema.

(i) Modelos I e II

O balanço de massa do reator, apresentado na Figura 4.1, deve considerar duas condições distintas de operação, sendo a primeira em batelada, e a segunda, em batelada alimentada. Para a operação em batelada, o balanço de massa global do reator resulta na Equação (4.5), na qual M corresponde a massa total de matéria orgânica no sistema e t o tempo.

$$\frac{dM}{dt} = 0 \quad (4.5)$$

Nesse caso, não há entradas e saídas, e a matéria orgânica gerada é numericamente igual à consumida. Dessa forma, comprova-se que o volume de meio reacional, V, é constante, conforme apresentado na Equação (4.6).

$$\frac{dV}{dt} = 0 \quad (4.6)$$

O balanço de massa do substrato, considerando a operação do reator em batelada convencional, é apresentado na Equação (4.7), na qual r_s corresponde à velocidade de consumo de substrato.

$$\frac{dC_s}{dt} = -r_s \quad (4.7)$$

Considerando-se a existência de um valor de concentração de matéria orgânica residual, no qual a velocidade de consumo de matéria orgânica é praticamente nula, modificou-se o modelo cinético de primeira ordem de forma à incluir essa concentração residual. Assim, a velocidade de consumo de substrato é obtida pela Equação (4.8), na qual k é a constante cinética aparente e não específica associado ao consumo de substrato, e C_{SR} , a concentração residual de matéria orgânica.

$$r_s = k \cdot (C_s - C_{SR}) \quad (4.8)$$

Com relação à concentração residual de matéria orgânica, ressalta-se que o metabolismo microbiológico não pode ser normalmente mantido abaixo de uma concentração mínima de substrato, pois a energia gasta na absorção de substrato excede a energia a ser gerada a partir desse substrato. Portanto, a concentração mínima de substrato pode ser definida como aquela a partir da qual o microrganismo não obtém energia suficiente para justificar a assimilação desse substrato.

Substituindo-se a Equação (4.8) na Equação (4.7), obtém-se a Equação (4.9).

$$\frac{dC_s}{dt} = -k (C_s - C_{SR}) \quad (4.9)$$

Integrando-se a Equação (4.9) no intervalo $[C_{So}; C_s]$, chega-se à Equação (4.10), que descreve o consumo de substrato na operação em batelada do ASBBR. Nesta última equação, C_{So} corresponde ao valor inicial da concentração de substrato no reator.

$$C_s = C_{SR} + (C_{So} - C_{SR}) \cdot e^{-kt} \quad (4.10)$$

Os valores da constante cinética k (*Modelo I*: k_I e *Modelo II*: k_{II}) foram obtidos por meio de um ajuste não linear do modelo de primeira ordem aos valores experimentais de concentração de matéria orgânica para amostras filtradas obtidos nos perfis, utilizando o

método de Levenberg-Maquardt, por meio do software Microcal Origin, versão 6.1. Quanto aos valores de C_{SR} foram consideradas duas alternativas:

(i) no *Modelo I* utilizou-se a concentração residual experimental de matéria orgânica (C_{SRE}), obtida nos perfis ao longo do ciclo;

(ii) no *Modelo II* a concentração residual de matéria orgânica foi obtida por meio de um ajuste não linear (da mesma forma que realizado para os valores da constante cinética k) o que resultou na concentração residual ajustada de matéria orgânica (C_{SRA}).

Para a operação em batelada alimentada, o balanço de massa global do reator resulta na Equação (4.11), na qual \dot{M}_E corresponde à vazão mássica de matéria orgânica que entra no reator.

$$\frac{dM}{dt} = \dot{M}_E \quad (4.11)$$

Como $M = V \cdot \rho$ e $\dot{M}_E = F \cdot \rho_E$ a Equação (4.11) pode ser expandida e apresentada de acordo com a Equação (4.12).

$$\frac{d(V \cdot \rho)}{dt} = F \cdot \rho_E \quad (4.12)$$

Nesta equação, ρ é a densidade do meio reacional, ρ_E é a densidade da mistura líquida alimentada ao reator, e F , é a vazão volumétrica dessa mesma mistura. Considerando que os valores de densidade sejam aproximadamente constantes, a Equação (4.12) resulta na Equação (4.13).

$$\frac{dV}{dt} = F \quad (4.13)$$

Observando-se a Equação (4.13), nota-se que o balanço de massa global do reator operado em batelada alimentada é igual ao do operado em batelada sempre que $F = 0$.

O balanço de massa apenas para o substrato é mostrado na Equação (4.14).

$$\frac{d(C_s \cdot V)}{dt} = C_{s0} \cdot F - r_s \cdot V \quad (4.14)$$

Desenvolvendo-se o primeiro termo da Equação (4.14), obtém-se a Equação (4.15).

$$V \cdot \frac{dC_s}{dt} + C_s \cdot \frac{dV}{dt} = C_{so} \cdot F - r_s \cdot V \quad (4.15)$$

Substituindo-se a Equação (4.13) na Equação (4.15), obtém-se a Equação (4.16).

$$V \cdot \frac{dC_s}{dt} + C_s \cdot F = C_{so} \cdot F - r_s \cdot V \quad (4.16)$$

Rearranjando-se a Equação (4.16), obtém-se a Equação (4.17).

$$\frac{dC_s}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{so} - C_s) - r_s \quad (4.17)$$

Os valores da constante cinética k podem ser obtidos por meio do método de integração numérica Runge-Kutta, de 4ª ordem e passo de integração constante, implementado em planilha do *software Excel®*. Quanto aos valores de C_{SR} podem ser consideradas duas alternativas:

(i) utilizar a concentração residual experimental de matéria orgânica (C_{SRE}), obtida nos perfis ao longo do ciclo;

(ii) obter a concentração residual de matéria orgânica por meio do mesmo método de integração usado para se obter os valores de k , apenas assumindo a hipótese de que a velocidade de consumo de substrato ao final dos perfis é nula.

A seguir, esses parâmetros são ajustados adotando-se o critério dos mínimos quadrados entre os dados experimentais e os dados obtidos pelo modelo cinético. O ajuste é realizado com o algoritmo de Newton, por meio da ferramenta Solver do *software Excel®*.

(ii) Modelo III

No cinético *Modelo III*, o processo de degradação da matéria orgânica é dividido em duas etapas consecutivas. Na primeira, o substrato é convertido em ácidos voláteis totais, e na segunda, esses mesmos ácidos são convertidos em metano. Nas duas etapas, as reações de conversão foram consideradas como sendo de primeira ordem. O modelo ainda admite a

existência de uma concentração residual de substrato e de ácidos voláteis totais, para as quais as respectivas velocidades de reação tendem à zero.

As Equações 4.18 a 4.21 apresentam a rota de degradação da matéria orgânica e as equações das velocidades de consumo de substrato (r_S), formação de ácidos voláteis totais (r_{AVT}) e formação de metano (r_M), respectivamente.



Na Equação (4.18), a, b e c são os coeficientes estequiométricos, e k_1 e k_2 , as constantes cinéticas aparentes e não específicas do modelo adotado.

$$r_S = k_{1S} \cdot (C_S - C_{SR}) \quad (4.19)$$

$$r_{AVT} = k_{1AVT} \cdot (C_S - C_{SR}) - k_{2AVT} \cdot (C_{AVT} - C_{AVTR}) \quad (4.20)$$

$$r_M = k_{2M} \cdot (C_{AVT} - C_{AVTR}) \quad (4.21)$$

Nas Equações 4.19, 4.20 e 4.21, k_{1S} , k_{1AVT} , k_{2AVT} e k_{2M} são os mesmos parâmetros cinéticos, só que associados ao consumo do substrato, à formação e ao consumo dos ácidos voláteis totais e à formação do metano, respectivamente. C_S e C_{AVT} são as concentrações de substrato e ácidos voláteis totais, e C_{SR} e C_{AVTR} , seus valores residuais.

O balanço de massa de cada um dos compostos envolvidos no modelo cinético de degradação de matéria orgânica (substrato, ácidos voláteis totais e metano), considerando a operação do reator em batelada convencional, foi apresentado na Equação (4.6), mostrada anteriormente, e nas Equações (4.22) e (4.23), onde C_M é a concentração de metano.

$$\frac{dC_{AVT}}{dt} = r_{AVT} \quad (4.22)$$

$$\frac{dC_M}{dt} = r_M \quad (4.23)$$

Para a operação em batelada alimentada, o balanço é um pouco diferente. Dispondo do mesmo procedimento usado na dedução da Equação (4.17) que descreve a variação da concentração de substrato ao longo de um ciclo de operação do reator, determinam-se as Equações 4.24 e 4.25, referentes às variações das concentrações de ácidos voláteis e metano, respectivamente.

$$\frac{dC_{AVT}}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{AVTo} - C_{AVT}) + r_{AVT} \quad (4.24)$$

$$\frac{dC_M}{dt} = -\frac{F}{V} \cdot C_M + r_M \quad (4.25)$$

Nas Equações 4.24 e 4.25 foram feitas algumas considerações. A Equação (4.24), por exemplo, considera o termo de entrada de ácidos voláteis no sistema, apesar dos mesmos constituírem um grupo de produtos intermediários na reação de degradação da matéria orgânica, proposta pelo modelo cinético adotado. O motivo da inclusão desse termo é a presença de ácidos voláteis no afluente alimentado ao reator. Na Equação (4.25), em contrapartida, deve-se admitir que a concentração de metano na fase líquida, onde ocorre efetivamente a produção do gás, é proporcional à concentração na fase gasosa.

Nas Equações 4.17 e 4.24, C_{So} e C_{AVTo} correspondem aos valores iniciais de C_S e C_{AVT} , respectivamente, avaliados no instante inicial de degradação da matéria orgânica, segundo a rota metabólica proposta pelo modelo cinético adotado. O mesmo vale para a concentração de metano. Dessa forma, quando $t = 0$, tem-se:

$$C_S = C_{So} \quad (4.26)$$

$$C_{AVT} = C_{AVTo} \quad (4.27)$$

$$C_M = C_{Mo} \quad (4.28)$$

As Equações 4.6, 4.22 e 4.23, referentes à operação do reator em batelada convencional, e as Equações 4.17, 4.24 e 4.25, referentes à operação em batelada alimentada, foram usadas na determinação dos parâmetros k_{IS} , k_{IAVT} , k_{2AVT} , k_{2M} , C_{SR} e C_{AVTR} do modelo

cinético. Por se tratarem de equações diferenciais, o método de integração numérica Runge-Kutta, de 4ª ordem e passo de integração constante, foi implementado em planilha do software Excel®, para que esses parâmetros fossem determinados. A seguir, esses parâmetros foram ajustados adotando-se o critério dos mínimos quadrados entre os dados experimentais e os dados obtidos pelo modelo cinético. O ajuste foi realizado com o algoritmo de Newton, por meio da ferramenta Solver do software Excel®.

Como foi dito anteriormente, as constantes cinéticas k_{1S} , k_{1AVT} , k_{2AVT} e k_{2M} são aparentes, pois englobam os efeitos de transporte de massa e transferência de calor, e não específicas, porque não estão relacionadas com a concentração de biomassa do sistema. Já os parâmetros C_{SR} e C_{AVTR} correspondem apenas a uma estimativa de valor residual de substrato e ácidos voláteis no interior do reator ao final de um ciclo de operação. Além disso, cabe ressaltar que o modelo cinético adotado é apenas uma simplificação do complexo processo de degradação anaeróbia.

Os valores experimentais de concentração de matéria orgânica, ácidos voláteis totais e metano, usados na obtenção dos parâmetros do modelo cinético adotado, foram determinados pela média aritmética de resultados obtidos em duplicata na realização de seus respectivos perfis.

4.4. Procedimento experimental

4.4.1. Imobilização da biomassa anaeróbia

O lodo anaeróbio foi imobilizado em partículas cúbicas de espuma de poliuretano de 0,5 cm, conforme metodologia proposta por Zaiat *et al.* (1994). A espuma de poliuretano foi colocada em contato com o lodo por um período de 2 horas. Decorrido este período, as matrizes com as células aderidas foram colocadas em meio (o mesmo utilizado no experimento) para lavagem dos sólidos fracamente aderidos. O meio foi drenado, finalizando o preparo do inóculo. A biomassa imobilizada foi colocada no cesto (ver Figura 4.1), e este, alocado no interior do reator.

4.4.2. Armazenamento da AR-IPHP

A AR-IPHP era coletada em um ponto imediatamente anterior ao ponto de lançamento

no corpo receptor da indústria de produtos de higiene pessoal. Seu transporte, da indústria geradora até o Laboratório de Engenharia Bioquímica da EEM-IMT, onde foi desenvolvido este projeto, era feito em recipientes de polietileno de alta densidade de 5, 10 e 20 L. Estes recipientes eram identificados e armazenados em um refrigerador com temperatura interna de 10°C, para minimizar os efeitos de degradação.

A *AR-IPHP* era separada em lotes cuja numeração seguia uma ordem cronológica de acordo com a data de coleta da mesma. Os lotes de *AR-IPHP* eram analisados um a um, determinando-se a concentração de matéria orgânica. Este indicador químico serviu de parâmetro para o monitoramento da variação das propriedades da *AR-IPHP*. Os resultados são apresentados no Anexo I. Em todos os lotes de *AR-IPHP*, constatou-se a presença de sólidos em suspensão e sedimentáveis. Esses sólidos decantavam e se depositavam no fundo dos recipientes de polietileno, não sendo alimentados ao reator.

4.4.3. Preparo da *AR-IPHP-I* e da *AR-IPHP-II*

O procedimento de preparo da *AR-IPHP-I* e da *AR-IPHP-II*, utilizada para alimentação no reator, para as operações com concentração de 1000, 2000, 3000 e 4000 mgDQO/L, constou das seguintes etapas:

- (a) determinação da concentração de matéria orgânica (em termos de DQO) da *AR-IPHP*;
- (b) determinação do volume da *AR-IPHP* e do volume de água da rede de abastecimento necessários para que a concentração de matéria orgânica da *AR-IPHP-I*, e da *AR-IPHP-II*, fosse igual à concentração de uma determinada condição de operação implementada;
- (c) adição do volume determinado em (b) de *AR-IPHP* a um recipiente de vidro de 12 L;
- (d) mistura e suspensão dos compostos utilizados para suplementação (sacarose, extrato de carne e/ou uréia, solução de sais e NaHCO₃), conforme mostrados nas Tabelas 4.3 a 4.8, em pequeno volume de água com posterior adição ao mesmo recipiente em (c);
- (e) adição do volume de água da rede de abastecimento determinado em (b) ao mesmo recipiente em (c);
- (f) homogeneização do conteúdo do recipiente de 12 L.

Os lotes da *AR-IPHP* utilizados na preparação da *AR-IPHP-I* e da *AR-IPHP-II*, além da composição desta, são mostrados nos Anexos I e II.

4.4.4. Condições de operação do ASBBR

O ASBBR foi operado em oito condições distintas conforme apresentado na Tabela 4.2. A primeira condição de operação constou em operar o ASBBR tratando *AR-S* com 500 mgDQO/L. Nas condições de operação com 1000 a 4000 mgDQO/L avaliou-se a influência do aumento da concentração de matéria orgânica do afluente, suplementado com nutrientes e alcalinidade (*AR-IPHP-II*), sobre a estabilidade e a eficiência do reator. Além disso, ressalta-se que 2,0 L de afluente foram alimentados por ciclo (V_B) em batelada durante 10 minutos (t_B). 3000

Tabela 4.2 – Condições operacionais implementadas no ASBBR

C_A (mgDQO/L)	COV (gDQO/L.d)	Água Residuária	V_D (L)	V_R (L)	Batelada		Batelada Alimentada	
					t_B (min)	V_B (L)	t_{BA} (h)	V_{BA} (L)
500	1,6	<i>AR-S</i>	2,0	0,0	10	2,0	-	-
1000	3,1	<i>AR-IPHP-II</i>	2,0	0,0	10	2,0	-	-
2000	5,8		2,0	0,0	10	2,0	-	-
4000	12,0		2,0	0,0	10	2,0	-	-
3000	9,4	<i>AR-IPHP-II</i>	2,0	0,0	10	2,0	-	-
3000	9,0	<i>AR-IPHP-I</i>	2,0	0,0	10	2,0	-	-
	9,2		2,0	0,0	10	1,0	4,0	1,0
6000	9,0		1,0	1,0	0,0	0,0	4,0	1,0

C_A – concentração de matéria orgânica no afluente

AR-S – água residuária sintética

AR-IPHP – água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal

V_D – volume de água residuária descarregada por cada ciclo

V_R – volume residual de meio líquido no reator em cada ciclo

t_B – tempo de alimentação do afluente, em batelada, em cada ciclo

V_B – volume de afluente alimentado, em batelada, em cada ciclo

t_{BA} – tempo de alimentação do afluente, em batelada alimentada, em cada ciclo

V_{BA} – volume de afluente alimentado, em batelada alimentada, em cada ciclo

Nas condições com 3000 mgDQO/L, manteve-se a carga orgânica volumétrica de, aproximadamente, 9,0 gDQO/L.d. Para COV de 9,4 gDQO/L.d, o ASBBR foi alimentado com 2,0 L de *AR-IPHP-II* (V_B), durante 10 minutos (t_B), enquanto para COV de 9,0 gDQO/L.d foi alimentado com 2,0 L *AR-IPHP-I* (V_B), também em 10 minutos (t_B).

Para as demais condições, com COV de 9,2 e 9,0 gDQO/L.d, o estudo foi direcionado para uma análise do comportamento do reator quando submetido a diferentes estratégias de alimentação da *AR-IPHP-I*. Para COV de 9,2 gDQO/L.d, 50% do volume ($V_B = 1,0$ L) foi alimentado em batelada ($t_B = 10$ minutos) e 50% ($V_{BA} = 1,0$ L) em batelada alimentada ($t_{BA} = 4$ horas). Para a última condição de operação, COV de 9,0 gDQO/L.d, somente 50% do volume tratado ($V_D = 1,0$ L) foi descarregado do reator e 50% de afluente ($V_{BA} = 1,0$ L) foi alimentado em batelada alimentada ($t_{BA} = 4$ horas).

Em todas as condições o reator foi mantido a $30 \pm 1^\circ\text{C}$, com agitação fixa de 400 rpm. (Damasceno, 2004). Além disso, o ciclo de operação era de 8 horas (480 minutos), perfazendo ao todo três ciclos por dia.

A mudança de uma condição para outra acontecia somente após ser atingido o equilíbrio dinâmico de operação, ou seja, quando as variáveis monitoradas do efluente não apresentavam alterações significativas de um ciclo para outro. O monitoramento do reator foi realizado com amostras do afluente e do efluente, medindo-se a concentração de matéria orgânica (C_S), a alcalinidade parcial (AP), a alcalinidade intermediária (AI), a alcalinidade total (AT), a alcalinidade a bicarbonato (AB), a concentração de ácidos voláteis totais (C_{AVT}), a concentração de sólidos totais (ST), a concentração de sólidos voláteis totais (SVT), a concentração de sólidos em suspensão totais (SST) e a concentração de sólidos em suspensão voláteis (SSV), além das medidas de pH e do volume descarregado. Estes parâmetros foram monitorados com uma frequência de, pelo menos, três vezes por semana.

A seguir são descritas as características de cada condição de operação do ASBBR, apresentadas na Tabela 4.2.

(i) Operação do ASBBR: AR-S com 500 mgDQO/L

Nesta condição, inicialmente, a biomassa foi imobilizada em espuma de poliuretano (item 4.4.1) sendo o reator foi preenchido com a mesma (Figura 4.4). A seguir o ASBBR foi operado em bateladas sequenciais, tratando *Água Residuária Sintética* (AR-S) por 12 dias (36 ciclos).

A operação em batelada consistia em alimentar, no início de cada ciclo, o reator com um volume aproximado de 2,0 L de afluente durante 10 minutos. O tempo de reação para a degradação da matéria orgânica era 459 minutos. Ao término de cada ciclo, o efluente era descarregado também em 10 minutos. Para evitar o sincronismo de operação das bombas usadas na alimentação e na descarga, adotou-se o intervalo de 1 minuto entre o final da descarga do efluente e o início da alimentação do afluente. As duas bombas usadas eram controladas por temporizadores.

Ressalta-se que o sistema foi operado nesta condição visando adaptar a biomassa e comparar os resultados com o de trabalhos realizados, no Laboratório de Engenharia Bioquímica da EEM/IMT, nas mesmas condições utilizadas em sistemas semelhantes.

(ii) Operação do ASBBR: AR-IPHP-II com 1000 mgDQO/L

Nesta condição, e nas demais condições de operação do ASBBR descritas a seguir, foi utilizada a mesma biomassa imobilizada da condição com 500 mgDQO/L, não havendo, portanto, nova inoculação da espuma de poliuretano.

Na condição com 1000 mgDQO/L mantiveram-se os tempos de alimentação e de descarga, o volume alimentado e o volume descarregado da condição anterior, sendo a mesma dividida em cinco etapas (I a V), conforme apresentado na Tabela 4.3.

Cada etapa teve uma característica que visava possibilitar o tratamento da água residuária industrial no ASBBR. Ressalta-se que nesta condição foi verificada a possibilidade de utilização de duas fontes diferentes de nitrogênio (extrato de carne e uréia). Além disso, quando o ASBBR apresentava aumento de concentração de matéria orgânica e/ou de ácidos voláteis no efluente, alterava-se o afluente, de *AR-IPHP* para *AR-S*, ou aumentava-se a suplementação de alcalinidade, no intuito de recuperar a eficiência do sistema.

O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *AR-IPHP*, para cada etapa, são apresentados na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da AR-IPHP na condição com 1000 mgDQO/L

Suplementação da AR-IPHP	1000 mgDQO/L				
	<i>I</i>	<i>II</i>	<i>III</i>	<i>IV</i>	<i>V</i>
Sacarose (g/L)	0,1	0,1	*	0,1	0,1
Extrato de carne (g/L)	0,1	-	*	0,1	-
Uréia (g/L)	-	0,1	-	-	0,1
Solução de Sais (mL/L)	2,0	2,0	*	2,0	2,0
NaHCO ₃ (g/L)	0,2	0,2	*	0,2 a 0,5	0,5
Período (dias)	14	46	9	17	12
Número de ciclos	42	138	27	51	36

AR-IPHP: Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal

* os sinais (-) referem-se à ausência do composto

* conforme apresentado no item 3.1.4.1. Água Residuária Sintética – Tabela 4.1

A seguir descreve-se cada etapa no intuito de apresentar suas características específicas.

Etapa I: AR-IPHP-II com 1000 mgDQO/L – ressalta-se o uso de extrato de carne como fonte de nitrogênio.

Etapa II: AR-IPHP-II com 1000 mgDQO/L – substituiu-se o extrato de carne por uréia.

Etapa III: foi necessário substituir a *AR-IPHP-II* por *AR-S*.

Etapa IV: AR-IPHP-II com 1000 mgDQO/L – foi necessário substituir a uréia por extrato de carne como fonte de nitrogênio. Além disso, foi necessário aumentar a suplementação de alcalinidade, cuja estratégia constou em:

- (i) operação: 2 dias suplementando a *AR-IPHP-II* com 0,2 gNaHCO₃/L;
- (ii) operação 7 dias com suplementação da *AR-IPHP-II* com 0,3 gNaHCO₃/L;
- (iii) operação: 4 dias com suplementação da *AR-IPHP-II* com 0,4 gNaHCO₃/L;
- (iv) operação: 4 dias com suplementação da *AR-IPHP-II* com 0,5 gNaHCO₃/L.

Etapa V: AR-IPHP-II com 1000 mgDQO/L – alterou-se a fonte de nitrogênio, de extrato de carne para uréia e mantendo-se a suplementação em 0,5 gNaHCO₃/L.

(iii) Operação do ASBBR: AR-IPHP-II com 2000 mgDQO/L

Nesta condição, mantiveram-se os tempos de alimentação e de descarga e o volume alimentado e descarregado da condição anterior, sendo a mesma dividida em oito etapas (I a VIII) conforme mostrado nas Tabelas 4.4.

Da mesma forma que na condição anterior, o tratamento da água residuária só foi possível alterando-se o afluente, de AR-IPHP-II para AR-S, quando havia aumento da concentração de matéria orgânica e/ou de ácidos voláteis totais no efluente. Outra estratégia utilizada foi um aumento gradual da concentração, a qual foi, inicialmente de 1000 mgDQO/L, após a recuperação da eficiência do sistema, quando o mesmo encontrava-se apto para ser submetido a uma 2000 mgDQO/L de AR-IPHP-II.

O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da AR-IPHP, para cada etapa, são apresentados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da AR-IPHP na condição com 2000 mgDQO/L

Suplementação da AR-IPHP	2000 mgDQO/L							
	I	II	III**	IV	V	VI	VII**	VIII
Sacarose	0,2	*	0,1	0,2	*	0,2	0,1	0,2
Extrato de carne	-	-	-	-	-	-	-	-
Uréia	0,2		0,1	0,2	*	0,2	0,1	0,2
Solução de Sais	4,0	*	2,0	4,0	*	4,0	2,0	4,0
NaHCO ₃	1,0	*	0,5	1,0	*	1,0	0,5	1,0
Período (dias)	24	8	5	32	14	4	3	24
Número de ciclos	72	24	15	96	42	12	9	72

AR-IPHP: Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal

* os sinais (-) referem-se à ausência do composto

* conforme apresentado no item 4.1.4.1. Água Residuária Sintética – Tabela 4.1

** AR-IPHP-II com 1000 mgDQO/L

A seguir descreve-se cada etapa no intuito de apresentar suas características específicas.

Etapa I: AR-IPHP-II com 2000 mgDQO/L.

Etapa II: foi necessário substituir a AR-IPHP-II por AR-S.

Etapa III: aumentou-se a concentração de *AR-IPHP-II* para 1000 mgDQO/L.

Etapa IV: aumentou-se a concentração da *AR-IPHP-II* para 2000 mgDQO/L.

Etapa V: foi necessário substituir a *AR-IPHP-II* por *AR-S*.

Etapa VI: *AR-IPHP-II* com 2000 mgDQO/L – sem aumento gradual de concentração.

Etapa VII: diminuiu-se a concentração da *AR-IPHP-II* para 1000 mgDQO/L – foi necessário aumentar a concentração gradualmente.

Etapa VIII: *AR-IPHP-II* com 2000 mgDQO/L – retomada condição inicial da *Etapa I*.

(iv) Operação do ASBBR: AR-IPHP-II com 4000 mgDQO/L

Nesta condição, mantiveram-se os tempos de alimentação e de descarga e o volume alimentado e descarregado das condições anteriores, sendo a mesma dividida em seis etapas (*I* a *VI*) conforme mostrado nas Tabelas 4.5.

Nesta condição optou-se por não alterar o afluente, de *AR-IPHP-II* para *AR-S*, quando havia aumento da concentração de matéria orgânica e/ou de ácidos voláteis totais no efluente. A estratégia constou em diminuir a concentração da *AR-IPHP-II*, inicialmente, para a metade do valor, isto é 2000 mgDQO/L e, após, a recuperação do sistema, aumentar para 4000 mgDQO/L. Observou-se que foi necessário alterar tal estratégia, diminuindo de 4 vezes, em vez da metade, a concentração da água residuária. Além disso, foi necessário um aumento gradual da concentração do afluente, de 1000 mgDQO/L para 2000 mgDQO/L e finalmente para 4000 mgDQO/L, após a recuperação do sistema.

O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *AR-IPHP*, para cada etapa, são apresentados na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da *AR-IPHP* na condição com 4000 mgDQO/L

Suplementação da <i>AR-IPHP</i>	4000 mgDQO/L					
	<i>I</i>	<i>II****</i>	<i>III</i>	<i>IV**</i>	<i>V****</i>	<i>VI</i>
Sacarose (g/L)	0,4	0,2	0,4	0,1	0,2	0,4
Extrato de carne (g/L)	-	-	-	-	-	-
Uréia (g/L)	0,4	0,2	0,4	0,1	0,2	0,4
Solução de Sais (mL/L)	8,0	4,0	8,0	2,0	4,0	8,0
NaHCO ₃ (g/L)	2,0	1,0	2,0	0,5	1,0	2,0
Período (dias)	41	3	6	4	3	8
Número de ciclos	123	9	18	12	9	24

AR-IPHP: Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal

* (-) refere-se à ausência do composto

** *AR-IPHP-II* com 1000 mgDQO/L

*** *AR-IPHP-II* com 2000 mgDQO/L

A seguir descreve-se cada etapa no intuito de apresentar suas características específicas.

Etapa I: AR-IPHP-II com 4000 mgDQO/L.

Etapa II: foi necessário diminuir a concentração da *AR-IPHP-II* para 2000 mgDQO/L

Etapa III: aumentou-se a concentração da *AR-IPHP-II* para 4000 mgDQO/L – sem aumento gradual de concentração.

Etapa IV: foi necessário diminuir a concentração de *AR-IPHP-II* para 1000 mgDQO/L.

Etapa V: aumentou-se a concentração da *AR-IPHP-II* para 2000 mgDQO/L.

Etapa VI: *AR-IPHP-II* com 4000 mgDQO/L – retomada da condição inicial – *Etapa I*.

(v) *Operação do ASBBR: AR-IPHP-II* com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada

Nesta condição, mantiveram-se os tempos de alimentação e descarga e o volume alimentado das condições anteriores, sendo a mesma dividida em três etapas (*I* a *III*) conforme mostrado nas Tabelas 4.6.

Como esta condição foi realizada em seqüência da operação com 4000 mgDQO/L, na qual o ASBBR apresentou alguns problemas operacionais que ocasionaram queda de eficiência, optou-se por aumentar a concentração da *AR-IPHP-II* gradualmente de 1000 para 2000 e finalmente para 3000 mgDQO/L.

O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *AR-IPHP*, para cada etapa, são apresentados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6 – Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da *AR-IPHP* na condição com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada

Suplementação da <i>AR-IPHP</i>	3000 mgDQO/L		
	<i>I</i> **	<i>II</i> ***	<i>III</i>
Sacarose (g/L)	0,1	0,2	0,2
Extrato de carne (g/L)	-	-	-
Uréia (g/L)	0,1	0,2	0,2
Solução de Sais (mL/L)	2,0	4,0	4,0
NaHCO ₃ (g/L)	0,5	1,0	1,0
Período (dias)	9	6	31
Número de ciclos	27	18	93

AR-IPHP: Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal

* os sinais (-) referem-se à ausência do composto

** *AR-IPHP-II* com 1000 mgDQO/L

*** *AR-IPHP-II* com 2000 mgDQO/L

(vi) *Operação do ASBBR: AR-IPHP-I com 3000 mgDQO/L* – Alimentação em batelada

Nesta condição o afluente utilizado foi *AR-IPHP-I*, isenta de suplementação de nutrientes (sacarose, extrato de carne, uréia e solução salina), suplementada apenas com bicarbonato de sódio (1,0 gNaHCO₃/L). Mantiveram-se os tempos de alimentação e de descarga e o volume alimentado e descarregado das condições anteriores. O sistema foi operado por 14 dias (42 ciclos).

(vii) *Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada*

Nesta condição, no início de cada ciclo, o reator era alimentado com um volume aproximado de 1,0 L de afluente (*AR-IPHP-I*) (V_B) durante 10 minutos (t_B). Esse volume correspondia a 50% do volume total de afluente que era tratado por ciclo no reator. Os outros 50% eram carregados em batelada alimentada (V_{BA}) durante metade do tempo de um ciclo (t_{BA}), ou seja, alimentava-se o litro restante em 4 horas. O tempo de reação para a degradação da matéria orgânica era 459 minutos. Ao término de cada ciclo, o efluente era descarregado em 10 minutos.

Esta condição foi dividida em três etapas (*I a III*) conforme mostrado na Tabela 4.7. Optou-se por seguir o mesmo procedimento das condições anteriores, quando havia aumento da concentração de matéria orgânica e/ou ácidos voláteis no efluente, isto é, diminuir a concentração da água residuária industrial até a recuperação do sistema. Desta forma no 22º dia de operação foi necessário diminuir a concentração da água residuária para 1000 mgDQO/L retornando para a concentração inicial no 23º dia de operação. Foi necessário repetir tal procedimento do 25º ao 29º dia de operação. A seguir houve recuperação do sistema.

O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *AR-IPHP* são apresentados na Tabela 4.7.

Tabela 4.7 – Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da *AR-IPHP* na condição com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

<i>Suplementação da AR-IPHP</i>	3000 mgDQO/L		
	<i>I</i>	<i>II**</i>	<i>III</i>
NaHCO ₃ (g/L)	1,0	0,5	1,0
Período (dias)	25	4	6
Número de ciclos	75	12	18

AR-IPHP: Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal

*** AR-IPHP-I com 1000 mgDQO/L*

(viii) *Operação do ASBBR: AR-IPHP-I com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada alimentada*

Nesta condição, no final de cada ciclo, o volume descarregado correspondia 50% do volume tratado durante um ciclo ($V_D = 1,0$). Desta forma, aproximadamente 1,0 L do volume tratado permanecia no reator (V_R). No início de cada ciclo, o reator era alimentado com um volume aproximado de 1,0 L de afluente (*AR-IPHP-I*) em batelada alimentada (V_{BA}) durante 4 horas (t_{BA}). Esse volume correspondia a 50% do volume total de afluente que era tratado por ciclo no reator. O tempo de reação para a degradação da matéria orgânica era 469 minutos. Ao término de cada ciclo, apenas 1,0 L do efluente era descarregado (V_D), no tempo de 10 minutos.

Esta condição foi dividida em quatro etapas (*I a IV*) conforme mostrado na Tabela 4.8. Novamente utilizou-se a mesma estratégia das condições anteriores quando havia aumento da concentração de matéria orgânica e/ou de ácidos voláteis no efluente, isto é, diminuição da concentração da *AR-IPHP-I* seguida de aumento gradual da mesma.

O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *AR-IPHP*, para cada etapa, são apresentados na Tabela 4.8.

Tabela 4.8 – Período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e suplementação da *AR-IPHP* na condição com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada alimentada

Suplementação da <i>AR-IPHP</i>	3000 mgDQO/L			
	<i>I</i>	<i>II</i> **	<i>III</i> ***	<i>IV</i>
NaHCO ₃ (g/L)	1,0	0,5	1,0	1,0
Período (dias)	5	3	6	23
Número de ciclos	15	9	18	69

AR-IPHP: Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal

** *AR-IPHP-I com 1000 mgDQO/L*

*** *AR-IPHP-I com 2000 mgDQO/L*

A seguir descreve-se cada etapa no intuito de apresentar suas características específicas.

Etapa I: AR-IPHP-I com 3000 mgDQO/L.

Etapa II: foi necessário diminuir a concentração da *AR-IPHP-I* para 1000 mgDQO/L.

Etapa III: aumentou-se a concentração da *AR-IPHP-I* para 2000 mgDQO/L.

Etapa IV: *AR-IPHP-I* com 3000 mgDQO/L – retomada da condição inicial – *Etapa I*.

4.4.5. Perfis ao longo do ciclo de operação do reator

Depois de atingida a estabilidade operacional, verificada pela obtenção de valores aproximadamente constantes para as variáveis operacionais monitoradas, foram realizados perfis temporais destas variáveis. Os perfis foram obtidos através da retirada de amostras ao longo de um ciclo de operação. As variáveis de interesse foram concentrações de matéria orgânica na forma filtrada, de alcalinidade a bicarbonato e de ácidos voláteis totais e intermediários, além da produção de metano (CO₂) e do pH. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo V. Esses perfis possibilitaram uma melhor compreensão das rotas de degradação ao longo de um ciclo, além de permitirem a obtenção de parâmetros cinéticos de degradação da matéria orgânica.

As amostras retiradas para obtenção dos perfis anteriormente citados foram coletadas em intervalos de tempo variáveis, conforme descrito a seguir:

(i) *perfil temporal de concentração de matéria orgânica (em termos de DQO), de alcalinidade (AP, AI, AT e AB), de ácidos voláteis intermediários (AV) e totais (AVT) e de pH:* de 30 em 30 minutos, durante as três primeiras horas de operação, de 60 em 60 minutos na hora seguinte e de 90 em 90 minutos no restante do ciclo. A última amostra era retirada com sete horas e meia de ciclo. O volume de amostras coletadas não excedia 200 mL, ficando sempre abaixo dos 10% do volume de *AR-IPHP-I ou II* alimentada ao reator.

(ii) *perfil temporal de biogás:* 30 em 30 minutos, durante as três primeiras horas de operação, e de 60 em 60 minutos nas três horas seguintes, além de uma última amostra com sete horas e meia de ciclo.

Após obtenção destes perfis, a condição de operação foi alterada, ou seja, iniciou-se uma nova fase de operação.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. Análise da *Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal (AR-IPHP)*

A *Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal (AR-IPHP)*, segundo informações da indústria de produtos de higiene pessoal, apresentava concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas de 6000 mgDQO/L. Porém, esses valores não se confirmaram na prática.

Os lotes de *AR-IPHP* que eram trazidos para o Laboratório de Engenharia Bioquímica da EEM-IMT, onde foi desenvolvido este projeto, foram analisados um a um, determinando-se a concentração de matéria orgânica. A concentração média de matéria orgânica encontrada nos lotes foi de 22892 ± 23409 mgDQO/L (54 amostras, Anexo I). Pelo desvio padrão obtido, nota-se que a variação de concentração de matéria orgânica de um lote para outro foi considerável. Para se ter uma idéia da amplitude dessa variação, o maior valor de concentração de matéria orgânica obtido foi 81690 mgDQO/L e o menor foi 1110 mgDQO/L. O Anexo I apresenta os valores dos lotes utilizados.

Nos casos onde os lotes usados apresentaram concentração de matéria orgânica acima da concentração estabelecida pela condição em questão, era necessário diluir os mesmos com água da rede de abastecimento público para que se adequassem às condições de operação requeridas, conforme mostrado no Anexo II.

5.2. Operação do ASBBR com 500 mgDQO/L

Nesta condição, inicialmente, o reator foi preenchido com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano. A seguir, o reator foi operado em bateladas sequenciais, a $30 \pm 1^\circ\text{C}$, em ciclos de 8 h, durante 12 dias (36 ciclos), tratando *Água Residuária Sintética (AR-S)* com concentração de matéria orgânica de 500 mgDQO/L. Os valores médios das variáveis monitoradas no afluente e efluente são apresentados na Tabela 5.1 e nas Figuras 5.1 e 5.2. As variáveis monitoradas foram: concentração de matéria orgânica em amostras não filtradas (C_{ST}) e filtradas (C_{SS}), eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras não filtradas (ϵ_T) e filtradas (ϵ_S), concentração de ácidos voláteis totais (C_{AVT}), alcalinidade a bicarbonato (AB), pH e volume tratado. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e do efluente

encontram-se no Anexo III e IV.

Tabela 5.1 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 500 mgDQO/L

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	534 ± 23 (8)	80 ± 20 (4)
ε _T (%)	-	85 ± 4 (4)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	67 ± 22 (4)
ε _S (%)	-	88 ± 4 (4)
C _{AVT} (mgHAc/L)	41 ± 6 (2)	22 ± 1 (2)
AB (mgCaCO ₃ /L)	161 ± 8 (2)	190 ± 2 (2)
pH	8,4 ± 0,3 (2)	7,2 ± 0,2 (3)
Volume (L)	2,5 ± 0,06 (2)	2,5 ± 0,06 (2)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

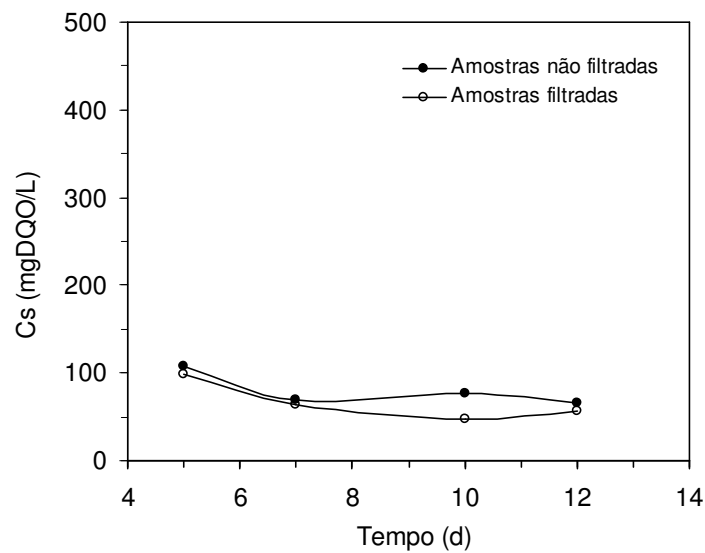


Figura 5.1 – Concentração de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L

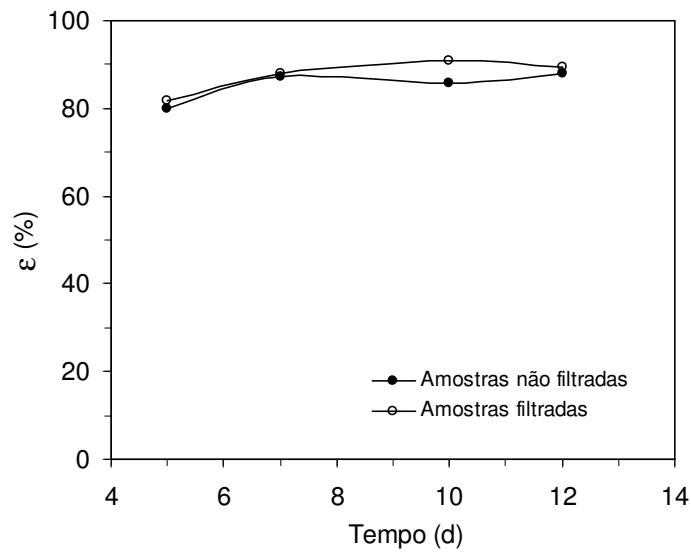


Figura 5.2 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L

Analisando-se a Tabela 5.1 e as Figuras 5.1 e 5.2, é possível observar que em um curto período de tempo o sistema apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, valores reduzidos de concentração de ácidos voláteis e uma eficiência relativamente elevada de remoção de matéria orgânica, em termos de amostras filtradas ($\epsilon_s = 88 \pm 4\%$), foi atingida. Desta forma, concluiu-se que a biomassa encontrava-se adaptada para o tratamento de esgoto sintético.

Ressalta-se que o sistema foi operado nesta condição visando adaptar a biomassa e, também, comparar os resultados com os de trabalhos realizados no Laboratório de Engenharia Bioquímica da EEM/IMT, nas mesmas condições operacionais, utilizando-se sistemas semelhantes.

Na sequência o ASBBR foi alimentado com *AR-IPHP-II* com concentração de 1000 mgDQO/L, conforme descrito a seguir.

5.3. Operação do ASBBR com 1000 mgDQO/L

Nesta condição, o ASBBR foi operado por 98 dias (294 ciclos), tratando *AR-IPHP-II* com concentração de 1000 mgDQO/L. A operação foi dividida em cinco etapas (*Etapas I a V*). A composição e a suplementação do afluente são apresentadas na Tabela 4.3. Os valores médios das variáveis monitoradas (nas *Etapas I a V*) no afluente e no efluente são apresentados nas Tabelas de 5.2 a 5.6 e nas Figuras 5.3 e 5.4. As variáveis monitoradas foram: concentração de matéria orgânica em amostras não filtradas (C_{ST}) e filtradas (C_{SS}), eficiência

de remoção de matéria orgânica para amostras não filtradas (ϵ_T) e filtradas (ϵ_S), concentração de ácidos voláteis totais (C_{AVT}), alcalinidade: intermediária (AI), parcial (AP) e a bicarbonato (AB), pH, concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) e volume tratado. A relação completa dos resultados de monitoramento do afluente e do efluente encontra-se nos Anexos III a IV.

Na *Etapa I*, o reator foi operado por 14 dias (42 ciclos) tratando *AR-IPHP-II*, sendo utilizado como fonte de nitrogênio o extrato de carne. Os valores médios das variáveis monitoradas são apresentados na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa I*

Variável	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	962 ± 48 (11)	104 ± 9 (6)
ϵ_T (%)	-	$89 \pm 0,9$ (6)
C_{SS} (mgDQO/L)	-	87 ± 8 (6)
ϵ_S (%)	-	91 ± 1 (6)
C_{AVT} (mgHAc/L)	$35 \pm 6,6$ (5)	21 ± 6 (6)
AB (mgCaCO ₃ /L)	$97 \pm 5,8$ (5)	158 ± 11 (6)
AI/AP	$0,3 \pm 0,03$ (5)	$0,2 \pm 0,02$ (6)
pH	$7,7 \pm 0,2$ (5)	$7,3 \pm 0,1$ (6)
ST (mg/L)	1357 ± 163 (2)	288 (1)
SVT (mg/L)	863 ± 103 (2)	138 (1)
SST (mg/L)	70 ± 34 (2)	76 (1)
SSV (mg/L)	31 ± 30 (2)	50 (1)
Volume (L)	$2,3 \pm 0,08$ (6)	$2,3 \pm 0,08$ (6)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Analisando-se a Tabela 5.2 e as Figuras 5.3 e 5.4, é possível observar que em um curto período de tempo o sistema apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, valores reduzidos de concentração de ácidos voláteis e uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica em termos de amostras filtradas ($\epsilon_S = 91 \pm 1\%$) foi atingida. Desta forma, concluiu-se que a biomassa encontrava-se adaptada nas condições de operação em bateladas sequenciais tratando *AR-IPHP-II* sendo utilizado como fonte de nitrogênio o extrato de carne. No 15º dia de operação, teve início a *Etapa II*, na qual o reator foi operado por 46 dias (138 ciclos) tratando *Água AR-IPHP-II* tendo como fonte de nitrogênio a uréia. Os valores médios das variáveis monitoradas apresentado na Tabela 5.3. A substituição da fonte de nitrogênio foi realizada com intuito de reduzir os custos de tratamento da *AR-IPHP-II*, já que o valor comercial do extrato de carne é relativamente alto, em relação à uréia.

Tabela 5.3 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa II*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	1058 ± 139 (26)	134 ± 73 (20)
ε _T (%)	-	86 ± 8 (20)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	106 ± 58 (20)
ε _S (%)	-	89 ± 6 (20)
C _{AVT} (mgHAc/L)	29 ± 13 (11)	43 ± 23 (9)
AB (mgCaCO ₃ /L)	176 ± 38 (11)	308 ± 70 (9)
AI/AP	0,4 ± 0,4 (11)	0,5 ± 0,6 (9)
pH	7,8 ± 0,4 (11)	7,14 ± 0,4 (9)
ST (mg/L)	1496 ± 124 (2)	618 ± 175 (2)
SVT (mg/L)	979 ± 4 (2)	378 ± 102 (2)
SST (mg/L)	41 ± 18 (2)	53 ± 4 (5)
SSV (mg/L)	25 ± 24 (2)	50 ± 8 (5)
Volume (L)	1,96 ± 0,15 (12)	1,96 ± 0,15 (12)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Analisando-se as Figuras 5.3 e 5.4, é possível observar que, a partir do 36º dia de operação, houve diminuição da eficiência de remoção e o sistema não apresentou estabilidade. A partir do 58º dia de operação, a *AR-IPHP-II* foi substituída por *AR-S* na expectativa que houvesse o restabelecimento da eficiência de remoção de matéria orgânica do sistema. Desta forma, na *Etapa III*, o reator foi operado por 9 dias (27 ciclos) tratando *AR-S*. Os valores médios das variáveis monitoradas apresentados na Tabela 5.4.

Tabela 5.4 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa III*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	581 ± 290 (7)	76 ± 8 (3)
ε _T (%)	-	92 ± 0,9 (3)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	57 ± 2 (3)
ε _S (%)	-	94 ± 0,2 (3)
C _{AVT} (mgHAc/L)	80 ± 12 (2)	20 ± 6 (3)
AB (mgCaCO ₃ /L)	170 ± 89 (2)	328 ± 110 (3)
AI/AP	0,3 ± 0,05 (2)	0,5 ± 0,2 (3)
pH	8,3 ± 0,6 (2)	6,9 ± 0,2 (3)
Volume (L)	1,89 ± 0,02 (4)	1,89 ± 0,02 (4)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Analisando-se a Tabela 5.4 e as Figuras 5.3 e 5.4, observa-se que houve restabelecimento da eficiência de remoção de matéria orgânica sendo obtido um valor elevado

de eficiência remoção em termos de amostras filtradas ($\epsilon_S = 94 \pm 0,2\%$). Estes resultados positivos permitiram alterar a composição do afluente. Desta forma, o ASBBR foi operado, na *Etapa IV*, por 17 dias (51 ciclos) tratando *Água AR-IPHP-II*, sendo, novamente, utilizado como fonte de nitrogênio o extrato de carne. Os valores médios das variáveis monitoradas são apresentados na Tabela 5.5. Nesta etapa, optou-se por utilizar o extrato de carne, visto que este é uma fonte de nitrogênio nutricionalmente mais completa que a uréia no intuito de deixar o sistema mais robusto.

Tabela 5.5 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa IV*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	913 ± 45 (9)	107 ± 43 (10)
ϵ_T (%)	-	89 ± 4 (10)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	76 ± 26 (10)
ϵ_S (%)	-	92 ± 3 (10)
C _{AVT} (mgHAc/L)	49 ± 17 (9)	34 ± 18 (9)
AB (mgCaCO ₃ /L)	234 ± 111 (9)	343 ± 60 (9)
AI/AP	0,5 ± 0,2 (9)	0,4 ± 0,2 (9)
pH	7,4 ± 0,5 (9)	6,8 ± 0,06 (9)
Volume (L)	1,88 ± 0,01 (10)	1,88 ± 0,01 (10)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Na *Etapa IV* foi necessário aumentar a suplementação de alcalinidade de 0,2 para 0,3 gNaHCO₃/L do 72º ao 79º dia de operação, uma vez que houve diminuição no pH do sistema. A partir do 79º dia de operação houve novo aumento, de 0,3 para 0,4 gNaHCO₃/L, sendo o sistema operado com tal suplementação até o 83º dia de operação. A seguir novo aumento se fez necessário, de 0,4 para 0,5 gNaHCO₃/L. O sistema foi operado por 4 dias apresentando eficiência de remoção em termos de amostras filtradas de 93%.

Na *Etapa V* a o reator foi operado por 12 dias (36 ciclos) tratando *AR-IPHP-II*. Como fonte de nitrogênio foi utilizada a uréia e a suplementação de alcalinidade foi mantida em 0,5 gNaHCO₃/L. Os valores médios das variáveis monitoradas são apresentados na Tabela 5.6. Desta forma, foram restabelecidas as condições de operação da *Etapa II*, isto é, a etapa anterior à diminuição de eficiência de remoção. Ressalta-se que se trata de um efluente de indústria de produtos de higiene pessoal e os lotes utilizados foram analisados somente em termos de concentração de matéria orgânica. Assim, possivelmente, a queda de eficiência na *Etapa II* tenha sido ocasionada por alterações na composição dos lotes.

Tabela 5.6 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa V*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	960 ± 38 (8)	137 ± 61 (9)
ε _T (%)	-	86 ± 6 (9)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	94 ± 25 (9)
ε _S (%)	-	90 ± 3 (9)
C _{AVT} (mgHAc/L)	64 ± 7 (2)	49 ± 17 (5)
AB (mgCaCO ₃ /L)	355 ± 10 (2)	525 ± 57 (5)
AI/AP	0,3 ± 0,1 (2)	0,3 ± 0,02 (5)
pH	7,8 ± 0,04 (2)	7,1 ± 0,1 (5)
ST (mg/L)	1651 ± 146 (2)	830 (1)
SVT (mg/L)	1144 ± 164 (2)	334(1)
SST (mg/L)	34 ± 1 (2)	64 (1)
SSV (mg/L)	19 ± 4 (2)	64 (1)
Volume (L)	1,87 ± 0,02 (7)	1,87 ± 0,02 (7)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Analisando-se a Tabela 5.6 e as Figuras 5.3 e 5.4, é possível observar que o sistema apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, valores reduzidos de concentração de ácidos voláteis no efluente (49 ± 17 mgHAc/L) e uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica em termos de amostras filtradas ($\epsilon_s = 90 \pm 3\%$) foi atingida. Desta forma, observa-se que foi possível tratar água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal, com concentração de 1000 mgDQO/L, suplementada com sacarose, uréia, solução de sais e alcalinidade ($0,5$ gNaHCO₃/L) no ASBBR.

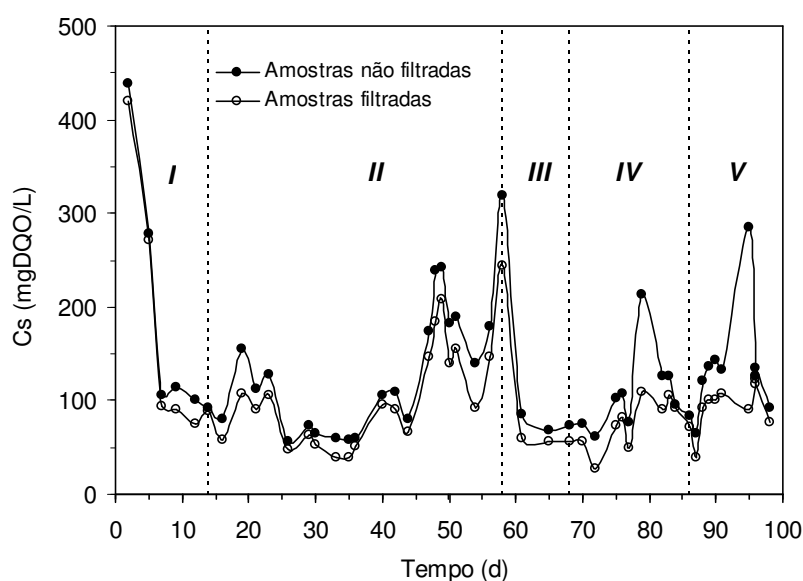


Figura 5.3 – Concentração de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L
(I e IV: AR-IPHP-II e extrato de carne (fonte N); II e V: AR-IPHP-II e uréia (fonte N); III: AR-S)

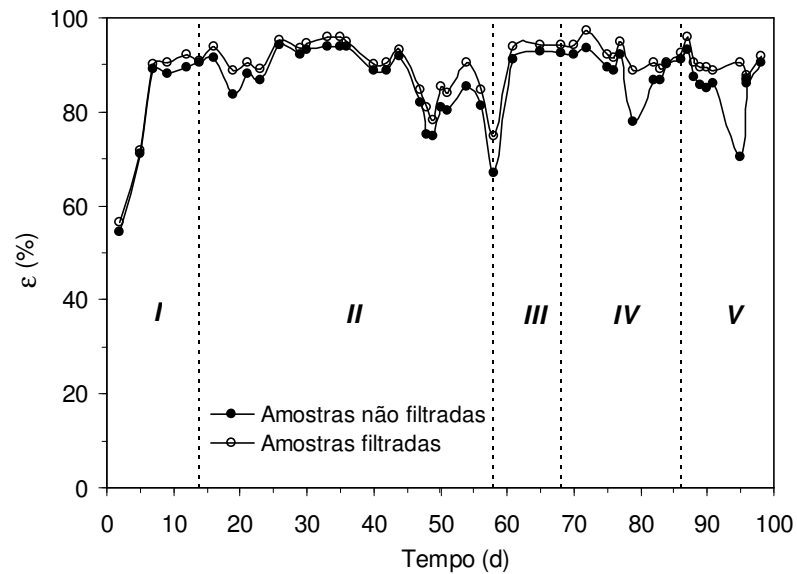


Figura 5.4 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L (I e IV: AR-IPHP-II e extrato de carne (fonte N); II e V: AR-IPHP-II e uréia (fonte N); III: AR-S)

Nesta condição foram obtidos também os perfis ao longo de um ciclo de operação, conforme descrito a seguir.

5.3.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do ASBBR com 1000 mgDQO/L

A Figura 5.5 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica (C_S) para amostras filtradas, realizado em duplicata ao longo do 273º e do 285º ciclo de operação do ASBBR tratando AR-IPHP-II, com 1000 mgDQO/L. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 755 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 98 mgDQO/L. Os resultados destes perfis encontram-se no Anexo V.

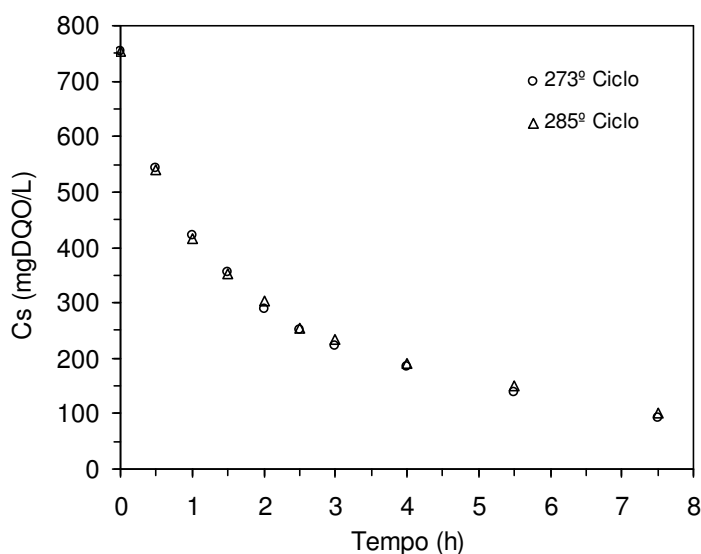


Figura 5.5 – Perfil de concentração de matéria orgânica na condição com 1000 mgDQO/L

Os perfis de concentração de ácidos voláteis foram realizados utilizando duas metodologias distintas. Na primeira obteve-se a concentração dos mesmos por titulação. Os valores médios, obtidos em duplicata, ao longo do 288º e do 291º ciclo, são mostrados na Figura 5.6. A concentração máxima de AVT foi de 105 mgHAc/L, após uma hora de início da batelada. Esta metodologia não permite identificar os ácidos voláteis intermediários individualmente. Desta forma, a segunda metodologia utilizada constou em analisar as amostras pelo método cromatográfico, o qual permite a identificação e quantificação dos ácidos voláteis intermediários da digestão anaeróbia.

Na análise pelo método cromatográfico, ao longo do 273º ciclo, conforme Figura 5.7, obteve-se uma concentração máxima de ácidos voláteis totais de 73 mg/L (dos quais 62 mg/L foram devido ao ácido propiônico e 11 mg/L devido ao ácido butírico), após uma hora de início da batelada. Estes ácidos foram consumidos até, aproximadamente, 90 minutos a partir do início da batelada, restando uma concentração residual de 8,1 mg/L. Com relação à concentração residual de AVT, obtida pelo método titulométrico, observa-se, na Figura 5.6, que foi de 30 mgHAc/L.

A diferença nos valores de concentração dos ácidos voláteis, obtidos pelas duas metodologias de análise utilizadas, pode ter sido ocasionada pela não detecção de algum ácido (por exemplo láctico ou cítrico) na análise cromatográfica ou por algum composto (como, por exemplo, sais) ter sido titulado como ácidos voláteis na análise titulométrica.

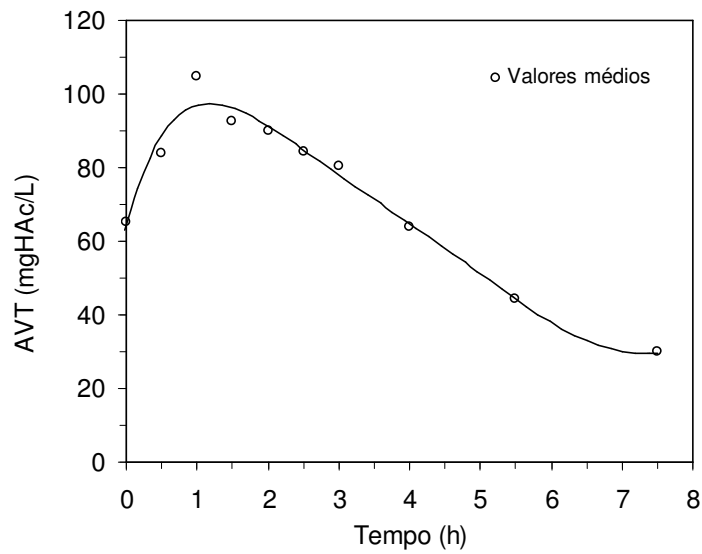


Figura 5.6 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) obtidos por titulação na operação com 1000 mgDQO/L

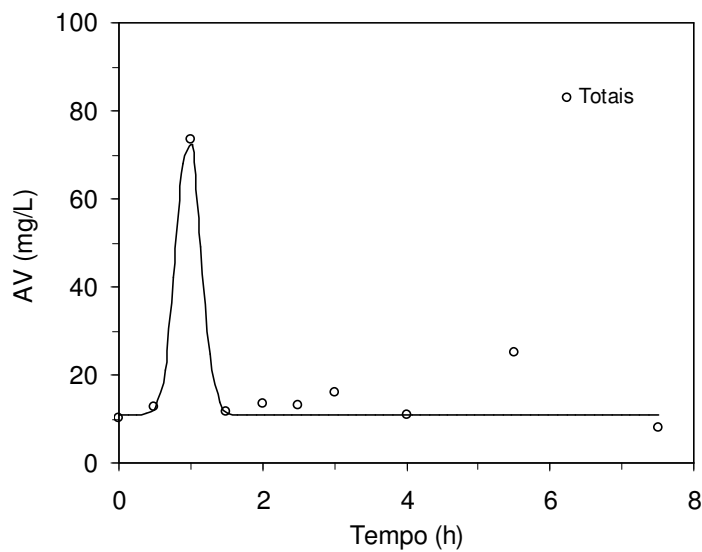


Figura 5.7 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais obtidos por cromatografia na operação com 1000 mgDQO/L

A Figura 5.8 e a Figura 5.9 apresentam, respectivamente, os perfis de alcalinidade a bicarbonato e de pH, realizados em duplicata, ao longo do 288º e do 291º ciclo. O sistema gerou alcalinidade, passando de 278 mgCaCO₃/L para 429 mgCaCO₃/L, em valores médios. Confrontando os resultados dos perfis de pH e concentração de ácidos voláteis, nota-se que

existe uma relação mútua entre estas variáveis, visto que os menores valores de pH e os maiores valores de concentração de AVT ocorreram praticamente ao mesmo tempo. Nas Figuras 5.9 e 5.10 são mostrados os perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico obtidos, em duplicata, ao longo do 279º e do 282 ciclo. Os valores experimentais obtidos em todos os perfis são apresentados no Anexo V.

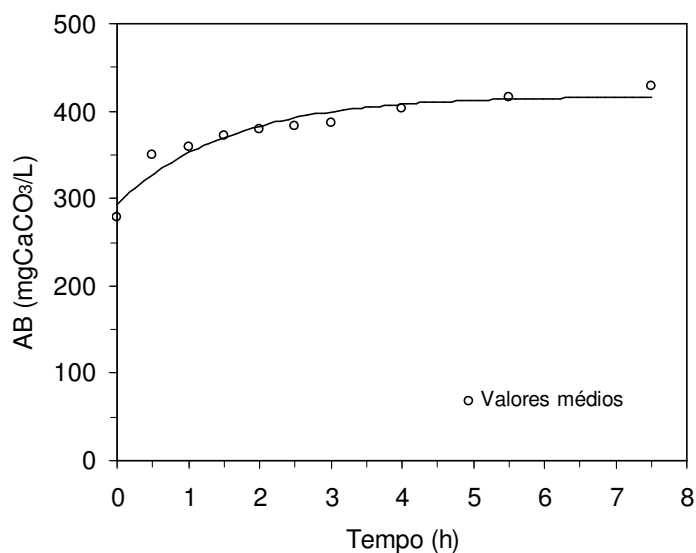


Figura 5.8 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 1000 mgDQO/L

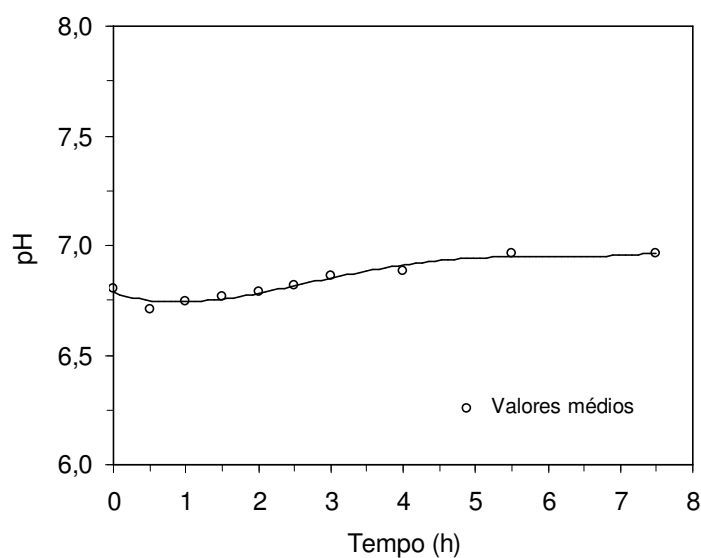


Figura 5.9 – Perfil de pH na operação com 1000 mgDQO/L

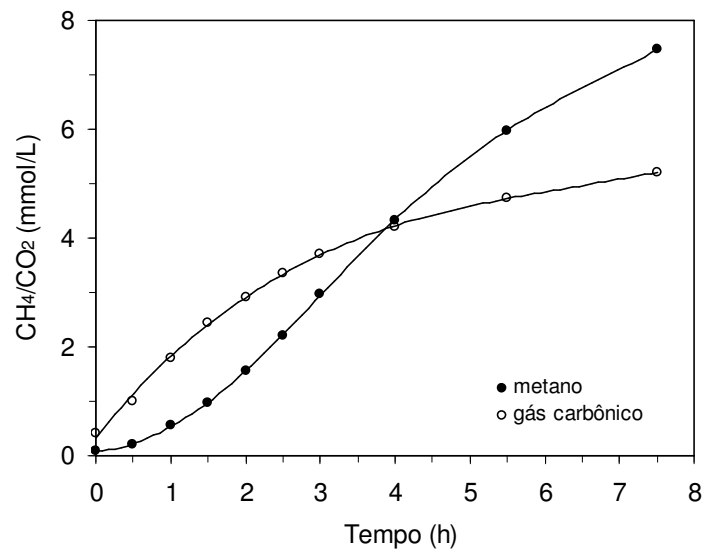


Figura 5.10 – Perfis de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 1000 mgDQO/L

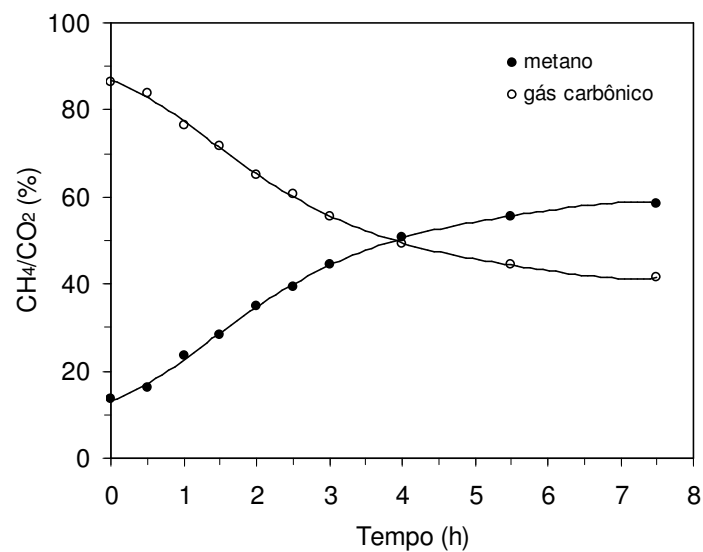


Figura 5.11 – Perfis de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 1000 mgDQO/L

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória, apresentando geração de alcalinidade e de metano e consumo de ácidos voláteis. A composição do biogás gerado, ao final do ciclo, era de 58,6% de metano e 41,4% de gás carbônico. A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram

favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

5.4. Operação do ASBBR com 2000 mgDQO/L

Nesta condição o ASBBR foi operado por 114 dias (342 ciclos), tratando *AR-IPHP-II* com concentração de 2000 mgDQO/L, suplementada com a uréia, como fonte de nitrogênio. A operação foi dividida em oito etapas (*Etapas I a VIII*). A composição e a suplementação do afluente são apresentadas nas Tabelas 4.4. Os valores médios das variáveis monitoradas (nas *Etapas I a VIII*) no afluente e no efluente são apresentados nas Tabelas de 5.7 a 5.14 e nas Figuras 5.12 e 5.13. A relação completa dos resultados de monitoramento do afluente e do efluente encontra-se nos Anexos III e IV.

Na *Etapas I*, o reator foi operado por 24 dias (72 ciclos) tratando *AR-IPHP-II*. Os valores médios das variáveis monitoradas são apresentados na Tabela 5.7.

Tabela 5.7 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapas I*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	1920 ± 317 (10)	420 ± 108 (11)
ε _T (%)	-	78 ± 6 (11)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	362 ± 90 (11)
ε _S (%)	-	81 ± 5 (11)
C _{AVT} (mgHAc/L)	91 ± 65 (7)	126 ± 39 (9)
AB (mgCaCO ₃ /L)	656 ± 92 (7)	861 ± 65 (9)
AI/AP	0,3 ± 0,1 (7)	0,4 ± 0,1 (9)
pH	7,9 ± 0,06 (7)	7,0 ± 0,08 (9)
ST (mg/L)	3173 ± 128 (4)	2212 ± 739 (4)
SVT (mg/L)	2201 ± 167 (4)	1186 ± 766 (4)
SST (mg/L)	143 ± 43 (4)	67 ± 58 (4)
SSV (mg/L)	51 ± 9 (4)	58 ± 12 (4)
Volume (L)	1,86 ± 0,07 (9)	1,86 ± 0,07 (9)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Analisando-se as Figuras 5.12 e 5.13 é possível observar que, durante o intervalo de tempo de operação, o sistema não apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente. A partir do 24º dia de operação adotou-se a estratégia de substituir a *AR-IPHP-II* por *AR-S* visando melhorar o desempenho do sistema. Desta forma, na *Etapas II*, o sistema foi operado por 8 dias (24 ciclos) tratando *AR-S* sendo os resultados apresentados na Tabela 5.8 e nas Figuras 5.12 e 5.13.

Tabela 5.8 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa II*

Variável	Afluentes	Efluentes
C _{ST} (mgDQO/L)	528 ± 39 (3)	37 ± 23 (3)
ε _T (%)	-	93 ± 4 (3)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	25 ± 24 (3)
ε _S (%)	-	95 ± 5 (3)
C _{AVT} (mgHAc/L)	46 (1)	28 ± 4 (2)
AB (mgCaCO ₃ /L)	198 (1)	327 ± 3 (2)
AI/AP	0,2 (1)	0,1 ± 0,02 (2)
pH	9,1 (1)	7,7 ± 0,04 (2)
Volume (L)	1,99 ± 0,01 (2)	1,99 ± 0,01 (2)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Analisando-se a Tabela 5.8 as Figuras 5.12 e 5.13, observa-se que houve melhora na eficiência de remoção de matéria orgânica sendo obtido um valor elevado de eficiência remoção em termos de amostras filtradas ($\epsilon_S = 95 \pm 5\%$).

Estes resultados positivos permitiram voltar a alimentar o ASBBR com água residuária industrial na *Etapa III*. Outra estratégia adotada, nesta etapa, foi a de aumentar a concentração da *AR-IPHP-II* gradativamente, visando não submeter o sistema a uma condição que poderia ser de estresse. Desta forma o ASBBR foi operado por 5 dias (15 ciclos) tratando *AR-IPHP-II* com 1000 mgDQO/L. Os valores médios das variáveis monitoradas são apresentados na Tabela 5.9.

Tabela 5.9 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa III*

Variável	Afluentes	Efluentes
C _{ST} (mgDQO/L)	1119 ± 273 (4)	59 ± 31 (3)
ε _T (%)	-	95 ± 3 (3)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	38 ± 25 (3)
ε _S (%)	-	97 ± 2 (3)
C _{AVT} (mgHAc/L)	42 (1)	41 ± 16 (3)
AB (mgCaCO ₃ /L)	209 (1)	341 ± 32 (3)
AI/AP	0,2 (1)	0,1 ± 0,02 (3)
pH	8,1 (1)	7,6 ± 0,05 (3)
Volume (L)	1,95 ± 0,01 (3)	1,95 ± 0,01 (3)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Tabela 5.10 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa IV*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	1887 ± 141 (18)	183 ± 76 (15)
ε _T (%)	-	90 ± 4 (15)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	139 ± 79 (15)
ε _S (%)	-	93 ± 4 (15)
C _{AVT} (mgHAc/L)	182 ± 153 (11)	45 ± 18 (12)
AB (mgCaCO ₃ /L)	748 ± 180 (11)	1199 ± 310 (12)
AI/AP	0,4 ± 0,2 (11)	0,3 ± 0,1 (12)
pH	8,1 ± 0,3 (11)	7,5 ± 0,2 (12)
ST (mg/L)	4230 ± 374 (3)	1860 ± 460 (3)
SVT (mg/L)	2939 ± 533 (3)	678 ± 152 (3)
SST (mg/L)	172 ± 87 (3)	81 ± 15 (3)
SSV (mg/L)	62 ± 14 (3)	87 ± 34 (3)
Volume (L)	1,89 ± 0,04 (14)	1,89 ± 0,04 (14)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Analisando-se a Tabela 5.9 as Figuras 5.12 e 5.13, observa-se que o sistema apresentou um valor elevado de eficiência remoção de matéria orgânica em termos de amostras filtradas ($\epsilon_S = 97 \pm 2\%$). Estes resultados positivos permitiram aumentar a concentração da *AR-IPHP-II* para 2000 mgDQO/L na *Etapa IV*. Nesta etapa o ASBBR foi operado por 32 dias (96 ciclos) sendo os valores médios das variáveis monitoradas são apresentados na Tabela 5.10.

Analisando-se a Figura 5.13, observa-se que durante o período de operação na *Etapa IV*, 32 dias (96 ciclos), sistema não apresentou valores estáveis de eficiência de remoção de matéria orgânica, diminuindo tais valores principalmente nos últimos dias de operação desta etapa. Adotou-se, novamente, a estratégia de substituir *AR-IPHP-II* por *AR-S*. Desta forma, a *Etapa V*, constou em operar o ASBBR por 14 dias (42 ciclos) tratando *AR-S*. Os valores médios das variáveis monitoradas são apresentados na Tabela 5.11.

Tabela 5.11 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa V*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	558 ± 91 (4)	53 ± 25 (4)
ε _T (%)	-	91 ± 5 (4)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	29 ± 15 (4)
ε _S (%)	-	95 ± 3 (4)
C _{AVT} (mgHAc/L)	17 (1)	60 ± 18 (5)
AB (mgCaCO ₃ /L)	585 (1)	497 ± 104 (5)
AI/AP	0,4 (1)	0,5 ± 0,1 (5)
pH	7,3 (1)	7,1 ± 0,2 (5)
Volume (L)	1,76 ± 0,08 (2)	1,76 ± 0,08 (2)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Com a estratégia adotada na *Etapa V*, observa-se que o sistema apresentou um valor elevado de eficiência remoção de matéria orgânica em termos de amostras filtradas ($\epsilon_S = 95 \pm 3\%$). Estes resultados positivos permitiram voltar a operar o ASBBR com *AR-IPHP-II*. Desta vez, optou-se também por submeter o sistema a uma concentração de 2000 mgDQO/L de *AR-IPHP-II*, sem adotar a estratégia da *Etapa III*, isto é, sem aumentar gradativamente a concentração do afluente. Assim, na *Etapa VI* o ASBBR foi operado por 4 dias (12 ciclos) tratando *AR-IPHP-II* com 2000 mgDQO/L, sendo os valores médios das variáveis monitoradas são apresentados na Tabela 5.12.

Tabela 5.12 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa VI*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	2114 ± 246 (2)	716 ± 24 (2)
ε _T (%)	-	66 ± 1 (2)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	674 ± 34 (2)
ε _S (%)	-	68 ± 2 (2)
C _{AVT} (mgHAc/L)	-	232 ± 37 (2)
AB (mgCaCO ₃ /L)	-	1065 ± 383 (2)
AI/AP	-	0,8 ± 0,2 (2)
pH	8,02 (1)	6,9 ± 0,2 (2)
Volume (L)	1,58 ± 0,01 (3)	1,58 ± 0,01 (3)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Analisando-se a Tabela 5.12 e as Figuras 5.12 e 5.13, observa-se que houve diminuição na eficiência de remoção. A estratégia de não aumentar gradativamente a concentração da *AR-IPHP-II*, como na *Etapa III*, não forneceu bons resultados. Visando melhorar a eficiência do sistema, na *Etapa VII*, diminui-se a concentração da *AR-IPHP-II*

para 1000 mgDQO/L e operou-se o sistema por 3 dias (9 ciclos). Os valores médios das variáveis monitoradas são apresentados na Tabela 5.13. Observa-se, também, que houve diminuição no volume de efluente para 1,58 L. Esta diminuição foi ocasionada pela compactação do leito de espuma de poliuretano, desta forma foi necessário desmontar o reator e descompactar o leito de espuma.

Tabela 5.13 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa VII*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	950 ± 24 (2)	195 ± 138 (2)
ε _T (%)	-	80 ± 15 (2)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	167 ± 144 (2)
ε _S (%)	-	83 ± 15 (2)
C _{AVT} (mgHAc/L)	-	43 (1)
AB (mgCaCO ₃ /L)	-	680 (1)
AI/AP	-	0,2 (1)
pH	-	7,6 (1)
Volume (L)	1,82 (1)	1,82 (1)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Com a estratégia adotada na *Etapa VII* houve melhora na eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de amostras filtradas, sendo obtida uma eficiência de remoção de 95% no terceiro dia de operação. Desta forma, aumentou-se a concentração da *AR-IPHP-II* para 2000 mgDQO/L, na *Etapa VIII*, sendo o ASBBR operado, nesta condição, por 24 dias (72 ciclos). Os valores médios das variáveis monitoradas são apresentados na Tabela 5.14.

Tabela 5.14 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa VIII*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	1928 ± 214 (16)	189 ± 43 (14)
ε _T (%)	-	90 ± 2 (14)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	149 ± 38 (14)
ε _S (%)	-	92 ± 2 (14)
C _{AVT} (mgHAc/L)	132 ± 91 (5)	58 ± 16 (5)
AB (mgCaCO ₃ /L)	812 ± 135 (5)	1221 ± 228 (5)
AI/AP	0,5 ± 0,1 (5)	0,3 ± 0,1 (5)
pH	7,7 ± 0,03 (5)	7,4 ± 0,2 (5)
ST (mg/L)	3909 ± 420 (2)	2162 ± 150 (2)
SVT (mg/L)	2290 ± 339 (2)	726 ± 158 (2)
SST (mg/L)	177 ± 89 (2)	89 ± 27 (2)
SSV (mg/L)	67 ± 35 (2)	84 ± 3 (2)
Volume (L)	1,84 ± 0,03 (10)	1,84 ± 0,03 (10)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

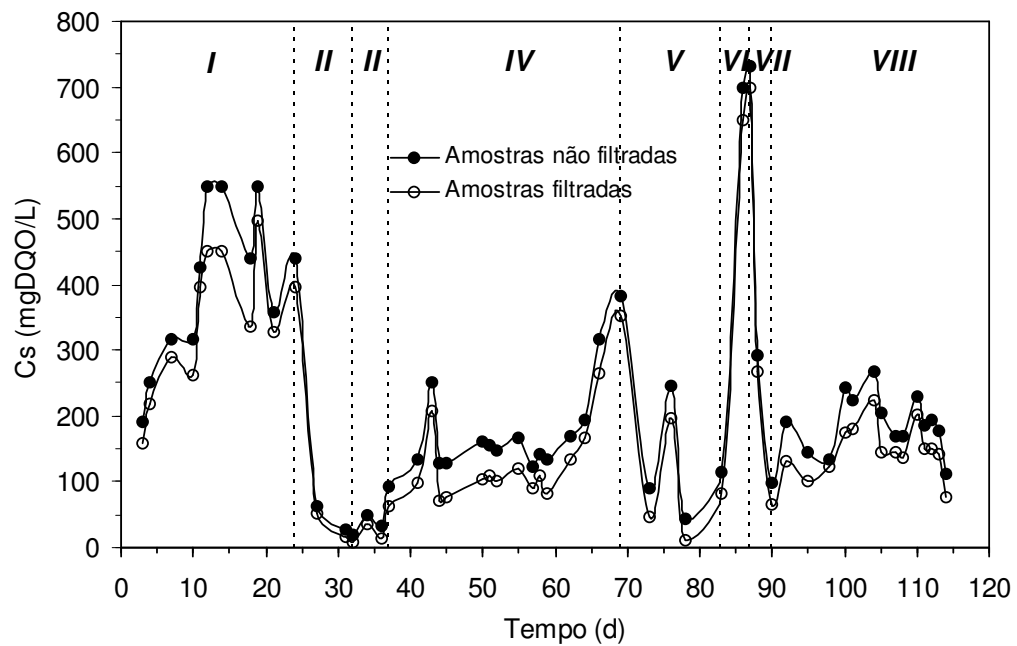


Figura 5.12 – Concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L
 (I, IV, VI e VIII: AR-IPHP-II - 2000 mgDQO/L; II e V: AR-S;
 III e VII: AR-IPHP-II - 1000 mgDQO/L)

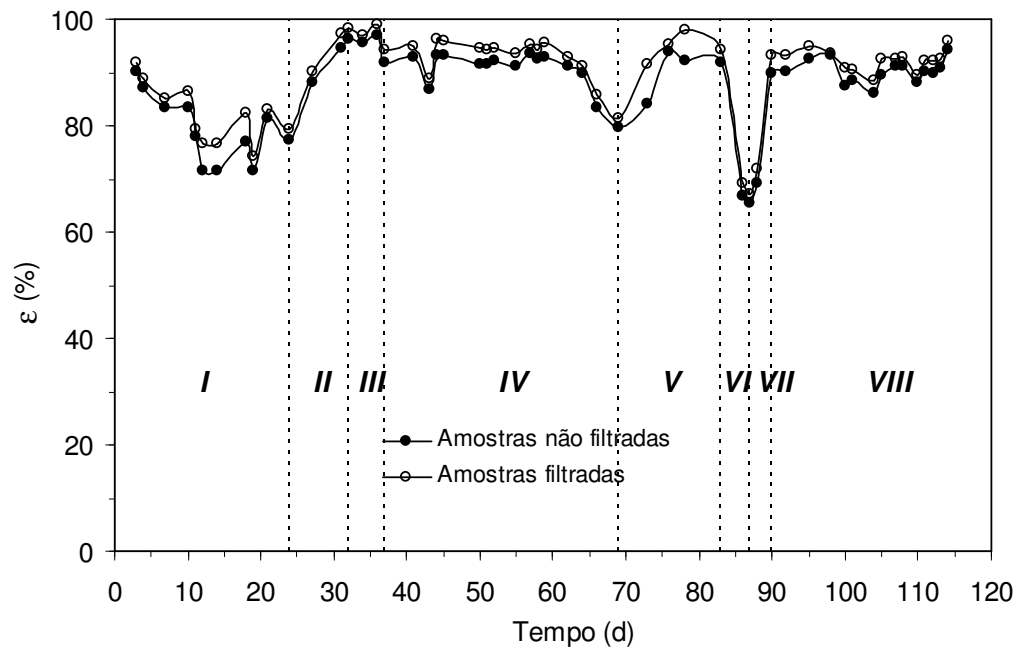


Figura 5.13 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L
 (I, IV, VI e VIII: AR-IPHP-II - 2000 mgDQO/L; II e V: AR-S;
 III e VII: AR-IPHP-II - 1000 mgDQO/L)

Analisando-se a Tabela 5.14 e as Figuras 5.12 e 5.13, é possível observar que o sistema apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, valores reduzidos de concentração de ácidos voláteis no efluente (58 ± 16 mgHAc/L) e uma eficiência elevada de remoção em termos de amostras filtradas ($\epsilon_S = 92 \pm 2\%$). Desta forma, observa-se que foi possível tratar água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal, com concentração de 2000 mgDQO/L, suplementada com sacarose, uréia, solução de sais e alcalinidade ($1,0$ gNaHCO₃/L) no ASBBR.

Nesta condição foram obtidos também os perfis ao longo de um ciclo de operação, conforme descrito a seguir.

5.4.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do ASBBR com 2000 mgDQO/L

A Figura 5.14 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica (C_S) para amostras filtradas, realizado em duplicata ao longo do 312º e do 330º ciclo de operação do ASBBR tratando *AR-IPHP-II*, com 2000 mgDQO/L. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 1261 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 170 mgDQO/L. Os resultados destes perfis encontram-se no Anexo V.

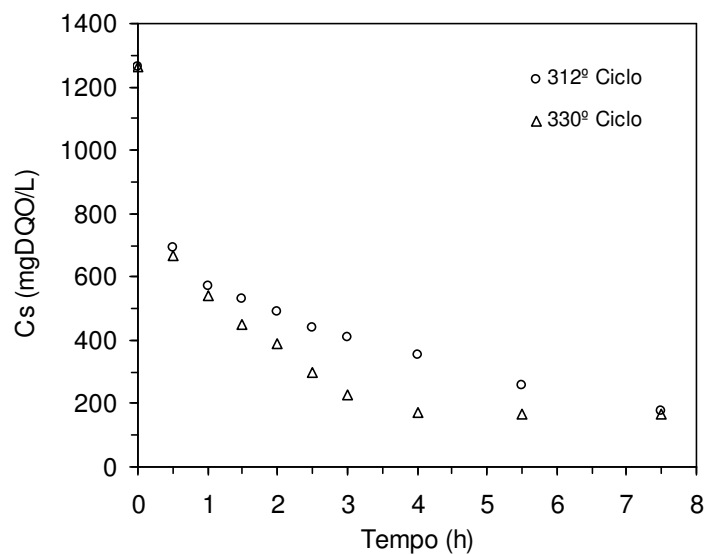


Figura 5.14 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L

A Figura 5.15 apresenta o resultado do perfil de concentração dos ácidos voláteis totais, obtidos por titulação, em duplicata, ao longo do 333º e do 339º ciclo. Observa-se que a concentração máxima de ácidos voláteis totais foi de 250 mgHAc/L e ocorreu no início do ciclo. O valor residual médio de concentração de AVT foi de 43 mgHAc/L.

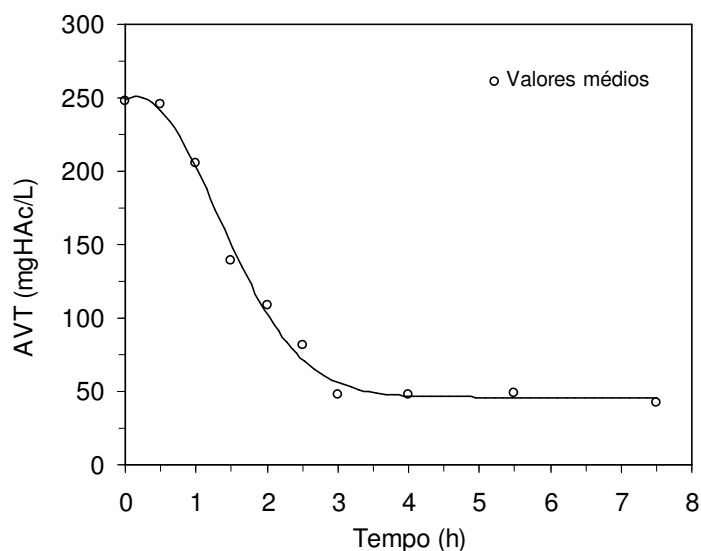


Figura 5.15 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) obtidos por titulação na operação com 2000 mgDQO/L

A Figura 5.16 apresenta o resultado do perfil de ácidos voláteis intermediários, obtidos por cromatografia, ao longo do 312º ciclo. Observa-se que o ácido propiônico foi o mais abundante em relação aos demais (acético e butírico). A concentração de ácidos voláteis totais, neste caso, é a soma dos ácidos intermediários já citados. Observa-se que valor máximo foi de aproximadamente 400 mg/L, após 2,0 h do início do ciclo, e o valor residual de 129 mg/L. A diferença de valores de concentração dos ácidos voláteis totais, obtidos pelas duas metodologias, pode ter sido ocasionada na etapa de aquecimento, quando se utilizou o método titulométrico, com a liberação de parte dos ácidos presentes juntamente com o CO₂.

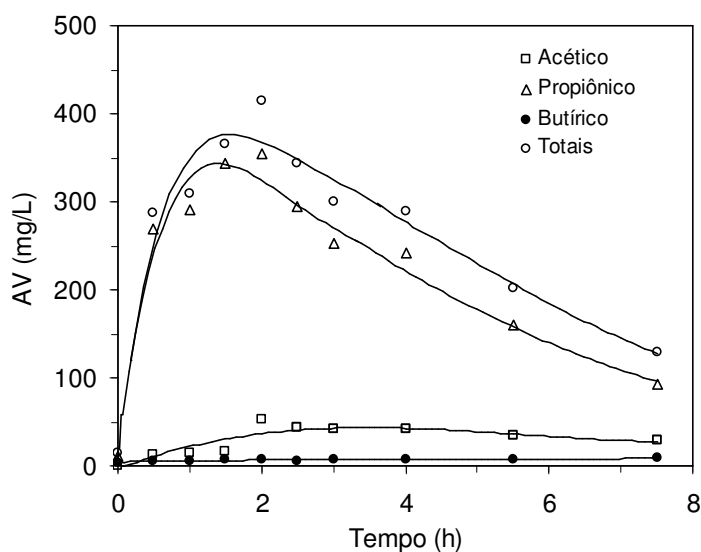


Figura 5.16 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários e totais obtidos por cromatografia na operação com 2000 mgDQO/L

A Figura 5.17 e a Figura 5.18 apresentam, respectivamente, os perfis de alcalinidade a bicarbonato e de pH, realizados em duplicata ao longo do 333º e do 339º ciclo. O sistema gerou alcalinidade, passando de 1420 mgCaCO₃/L para 1678 mgCaCO₃/L, em valores médios. Observa-se também que os valores de pH mantiveram-se acima de 7,0 durante todo o ciclo. Nas Figuras 5.19 e 5.20 são mostrados os perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico obtidos ao longo do 294º ciclo. Os valores experimentais obtidos em todos os perfis são apresentados no Anexo V.

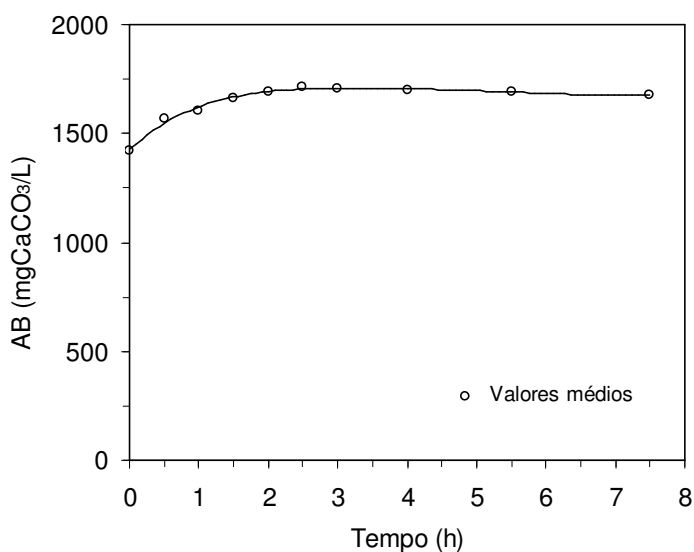


Figura 5.17 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 2000 mgDQO/L

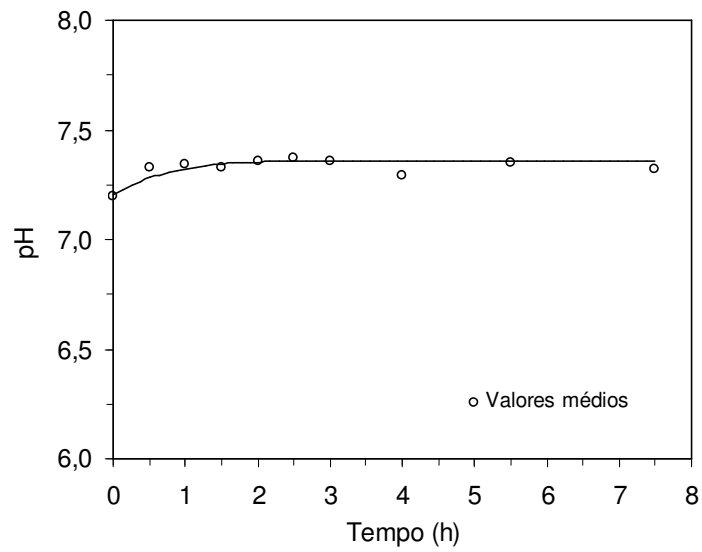


Figura 5.18 – Perfil de pH na operação com 2000 mgDQO/L

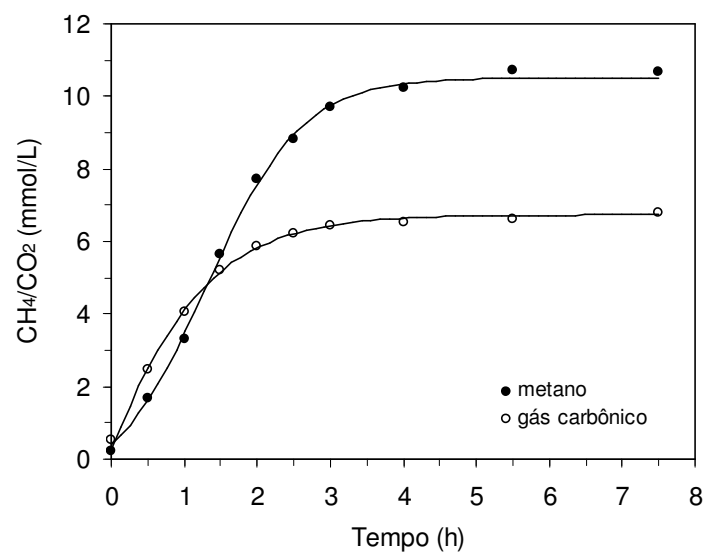


Figura 5.19 – Perfis de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L

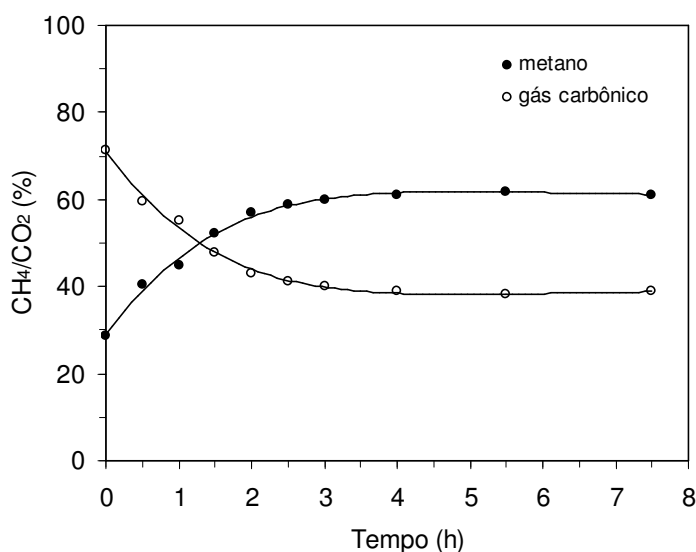


Figura 5.20 – Perfis de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória apresentando geração de alcalinidade e de metano e consumo de ácidos voláteis. A composição do biogás gerado, ao final do ciclo, era de 61,1% de metano e 38,9% de gás carbônico. A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

5.5. Operação do ASBBR com 4000 mgDQO/L

Nesta condição o ASBBR foi operado por 65 dias (195 ciclos), tratando *AR-IPHP-II*, suplementada com a uréia como fonte de nitrogênio. A operação foi dividida em seis etapas (*Etapas I a VI*). A composição e a suplementação do afluente são apresentadas na Tabela 4.5. Os valores médios das variáveis monitoradas (nas *Etapas I, III, V e VI*) no afluente e no efluente são apresentados nas Tabelas de 5.15 a 5.18 e nas Figuras 5.21 e 5.22. A relação completa dos resultados de monitoramento do afluente e do efluente encontra-se nos Anexos III e IV.

Na *Etapa I*, o reator foi operado por 41 dias (123 ciclos), tratando *AR-IPHP-II* com concentração de 4000 mgDQO/L. Os valores médios das variáveis monitoradas são apresentados na Tabela 5.15.

Tabela 5.15 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa I*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	3992 ± 395 (25)	485 ± 229 (30)
ε _T (%)	-	88 ± 6 (30)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	413 ± 235 (30)
ε _S (%)	-	90 ± 6 (30)
C _{AVT} (mgHAc/L)	71 ± 30 (12)	137 ± 60 (18)
AB (mgCaCO ₃ /L)	1205 ± 198 (12)	1518 ± 397 (18)
Al/AP	0,3 ± 0,04 (12)	0,3 ± 0,1 (18)
pH	8,2 ± 0,2 (12)	7,5 ± 0,2 (18)
ST (mg/L)	5719 ± 547 (8)	2954 ± 275 (8)
SVT (mg/L)	3767 ± 587 (8)	1070 ± 156 (8)
SST (mg/L)	154 ± 45 (8)	143 ± 24 (8)
SSV (mg/L)	73 ± 17 (8)	107 ± 16 (8)
Volume (L)	1,88 ± 0,05 (20)	1,88 ± 0,05 (20)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Tabela 5.16 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa III*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	3922 ± 95 (4)	902 ± 103 (3)
ε _T (%)	-	77 ± 3 (3)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	837 ± 155 (3)
ε _S (%)	-	79 ± 4 (3)
C _{AVT} (mgHAc/L)	73 ± 1,2 (2)	346 ± 109 (3)
AB (mgCaCO ₃ /L)	654 ± 18 (2)	1636 ± 139 (3)
Al/AP	0,4 ± 0,1 (2)	0,6 ± 0,18 (3)
pH	8,1 ± 0,01(2)	7,1 ± 0,14 (3)
Volume (L)	1,85 ± 0,07 (2)	1,85 ± 0,07 (2)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Tabela 5.17 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa V*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	1925 ± 69 (3)	280 ± 17 (3)
ε _T (%)	-	86 ± 1 (3)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	227 ± 14 (3)
ε _S (%)	-	88 ± 1 (3)
C _{AVT} (mgHAc/L)	59,2 (1)	95 ± 2 (3)
AB (mgCaCO ₃ /L)	591 (1)	705 ± 67 (3)
Al/AP	0,4 (1)	0,4 ± 0,01 (3)
pH	8,1 (1)	7,2 ± 0,04 (3)
Volume (L)	1,88 ± 0,05 (4)	1,88 ± 0,05 (4)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Tabela 5.18 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa VI*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	3976 ± 171 (4)	899 ± 89 (5)
ε _T (%)	-	77 ± 2 (5)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	820 ± 88 (5)
ε _S (%)	-	79 ± 2 (5)
C _{AVT} (mgHAc/L)	77 ± 11 (4)	286 ± 29 (4)
AB (mgCaCO ₃ /L)	1021 ± 127 (4)	1330 ± 116 (4)
AI/AP	0,3 ± 0,02 (4)	0,4 ± 0,03 (4)
pH	8,3 ± 0,07 (4)	7,3 ± 0,1 (4)
ST (mg/L)	4649 ± 146 (2)	3627 ± 694 (2)
SVT (mg/L)	2862 ± 552 (2)	1282 ± 96 (2)
SST (mg/L)	152 ± 28 (2)	176 ± 28 (2)
SSV (mg/L)	63 ± 18 (2)	139 ± 27 (2)
Volume (L)	1,90 ± 0,05 (4)	1,90 ± 0,05 (4)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

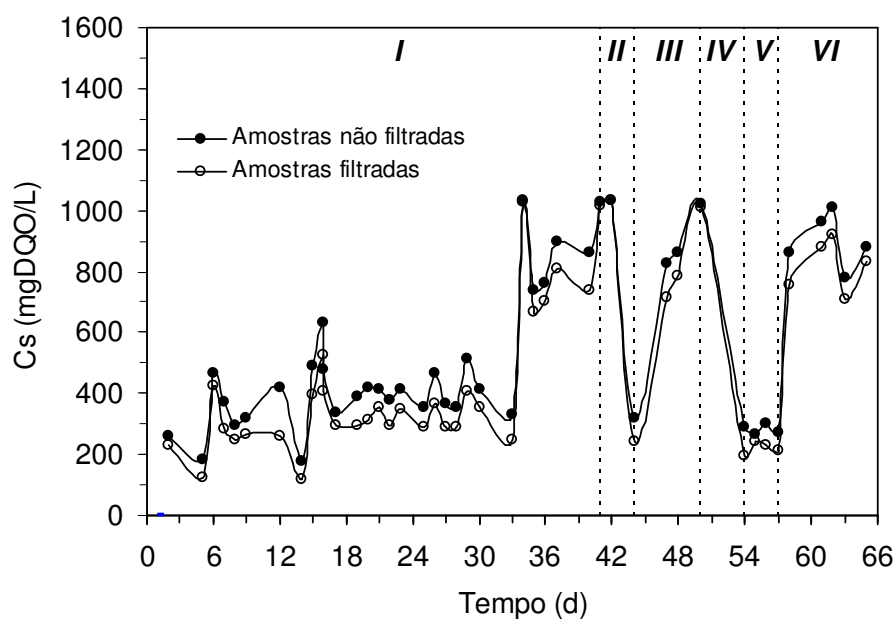


Figura 5.21 – Concentração de matéria orgânica na operação com 4000 mgDQO/L
(I, III, e VI: 4000 mgDQO/L; II e V: 2000 mgDQO/L; IV: 1000 mgDQO/L)

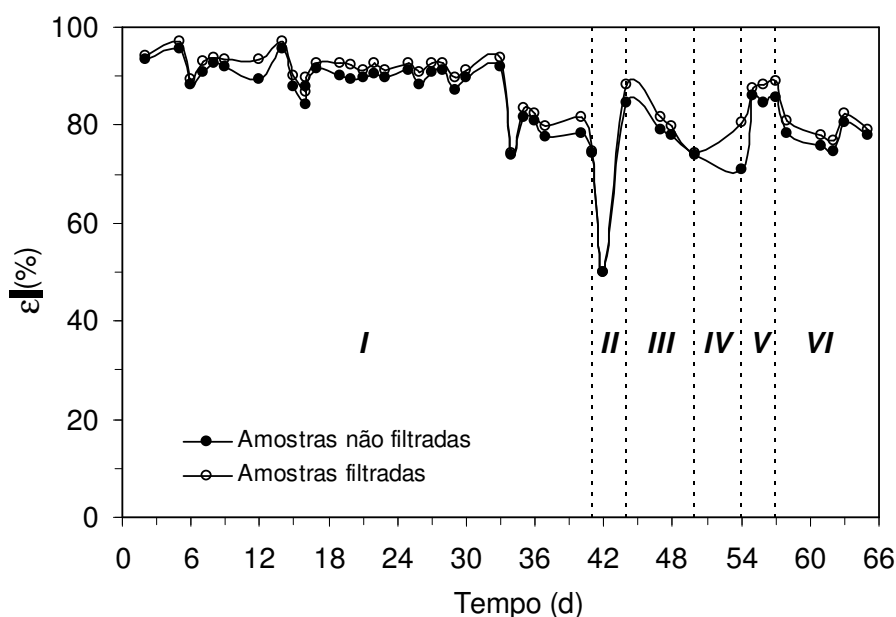


Figura 5.22 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 4000 mgDQO/L (I, III, e VI: 4000 mgDQO/L; II e V: 2000 mgDQO/L; IV: 1000 mgDQO/L)

Na *Etapa I*, o ASBBR apresentou eficiência média de remoção, em termos de amostras filtradas, de $92 \pm 2\%$ até o 33º dia de operação. No 34º dia de operação, a eficiência de remoção diminuiu para 74%, sendo esta queda inicialmente ocasionada devido ao sistema permanecer sem agitação, por problemas com a interrupção de energia elétrica. A eficiência média do sistema, do 34º até o 41º dia de operação, foi de $79 \pm 4\%$. Esperava-se que houvesse retomada da eficiência para os valores médios apresentados pelo ASBBR anteriores à perturbação do mesmo. Como tal fato não foi concretizado, procedeu-se de forma análoga a das condições já apresentadas, isto é, optou-se por diminuir, na *Etapa II*, a concentração da *AR-IPHP-II* para 2000 mgDQO/L. Após 3 dias (9 ciclos) de operação a resposta do sistema foi favorável apresentado, no 44º dia de operação, eficiência média de remoção de 88%, alcalinidade a bicarbonato de 743 mgCaCO₃/L, concentração de ácidos voláteis totais de 43 mgHAc/L e pH de 7,2.

Considerando que o sistema já estava apto para tratar a mesma concentração de água residuária da *Etapa I*, aumentou-se a concentração do afluente para 4000 mgDQO/L (*Etapa III*). Novamente houve queda de eficiência de remoção média para $79 \pm 4\%$, durante os 6 dias (18 ciclos) de operação. A seguir optou-se por diminuir a concentração da *AR-IPHP-II* e, à medida que o sistema respondesse favoravelmente, aumentar esta concentração

gradativamente, procedimento já seguido nas condições anteriores. Desta forma, na *Etapa IV*, o sistema operou por 4 dias (12 ciclos) com concentração de 1000 mgDQO/L e na *Etapa V* por 3 dias (9 ciclos) com concentração de 2000 mgDQO/L. No final da *Etapa V* a eficiência média de remoção de matéria orgânica foi de $88 \pm 1\%$. Na sequência, aumentou-se a concentração da água residuária, na *Etapa VI*, para 4000 mgDQO/L, observando-se que o sistema apresentou a mesma eficiência do final da *Etapa I* e da *Etapa III*, isto é, $79 \pm 2\%$ após 8 dias (24 ciclos) de operação.

Analisando o comportamento do ASBBR tratando água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal com concentração de 4000 mgDQO/L, verificou-se que:

- (i) o sistema operou de forma estável e eficiente por 33 dias, apresentado eficiência média de remoção de $92 \pm 2\%$;
- (ii) após 33 dias de operação houve queda de eficiência de remoção para $79 \pm 4\%$;
- (iii) a estratégia de diminuir a concentração da *AR-IPHP-II* alimentada ao ASBBR (*Etapas II, IV e V*) até que houvesse recuperação de eficiência do sistema para, então, aumentar esta concentração gradativamente foi efetiva, uma vez houve recuperação da eficiência do sistema para valores próximos a 90%;
- (iv) o sistema apresentou queda de eficiência, para 79%, (*Etapas III e VI*) quando foi alimentado, novamente, com concentração de 4000 mgDQO/L.

A dificuldade em manter a eficiência de remoção, de aproximadamente 90%, alimentando-se o ASBBR com uma concentração de 4000 mgDQO/L pode estar relacionada a grande variação na concentração de matéria orgânica dos lotes da *AR-IPHP*, conforme apresentado no item 5.1 (22892 ± 23409 mgDQO/L). A indústria de produtos de higiene pessoal adotava o processo de sanificação (equipamentos e pisos, etc.) que implicava na presença de agentes sanificantes comerciais na sua água residuária. A concentração residual destes agentes sanificantes para os lotes da *AR-IPHP* com concentrações de matéria orgânica elevadas provavelmente causaram maior impacto. Desta forma para concentração inferior a 4000 mgDQO/L a presença destes agentes não implicou em problemas para o tratamento do afluente.

Ressalta-se, desta forma, que na implantação do processo de tratamento, utilizando a configuração do ASBBR em questão, deve-se ter cuidado com a presença de resíduos de agentes sanificantes, cuja ação pode ser potencializada à medida que se aumenta a concentração destes na água residuária.

Diante do exposto, na continuidade da execução das etapas do projeto optou-se por diminuir a concentração da água residuária para 3000 mgDQO/L, visando dar continuidade ao estudo da estabilidade e eficiência do ASBBR tratando água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal.

Nesta condição, durante a *Etapa I*, foram obtidos também os perfis ao longo de um ciclo de operação conforme descrito a seguir.

5.5.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do ASBBR com 4000 mgDQO/L

A Figura 5.23 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica (C_s) para amostras filtradas, realizado em duplicata, ao longo do 57º e do 72º ciclo de operação do ASBBR, tratando *AR-IPHP-II*, com 4000 mgDQO/L. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 2909 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 485 mgDQO/L. Os resultados destes perfis encontram-se no Anexo V.

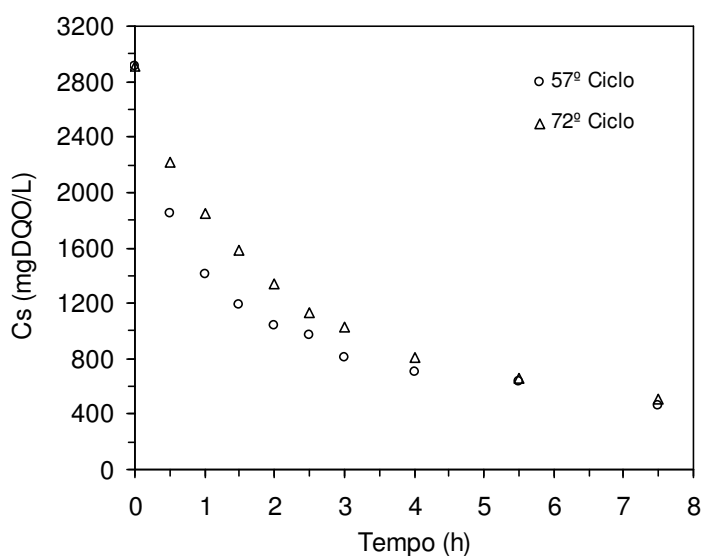


Figura 5.23 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 4000 mgDQO/L

A Figura 5.24 apresenta o resultado do perfil de concentração dos ácidos voláteis totais, obtidos por titulação, em duplicata, ao longo do 63º e do 78º ciclo. A concentração média máxima de ácidos voláteis totais foi de 433 mgHAc/L e ocorreu após 60 minutos de início do ciclo. O valor residual médio de concentração de AVT foi de 129 mgHAc/L. A Figura 5.25 apresenta o resultado do perfil de ácidos voláteis intermediários, obtidos por

cromatografia, ao longo do 57º ciclo. A concentração de ácidos voláteis totais é a soma dos ácidos intermediários presentes (acético, butírico e valérico). A concentração máxima de ácidos voláteis totais foi de 210 mg/L após, aproximadamente, 90 minutos do início da batelada e a concentração residual foi de 139 mg/L.

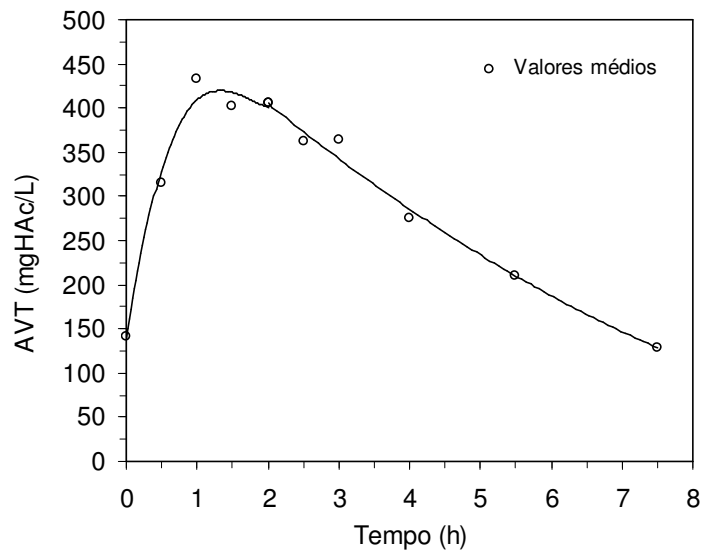


Figura 5.24 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) obtidos por titulação na operação com 4000 mgDQO/L

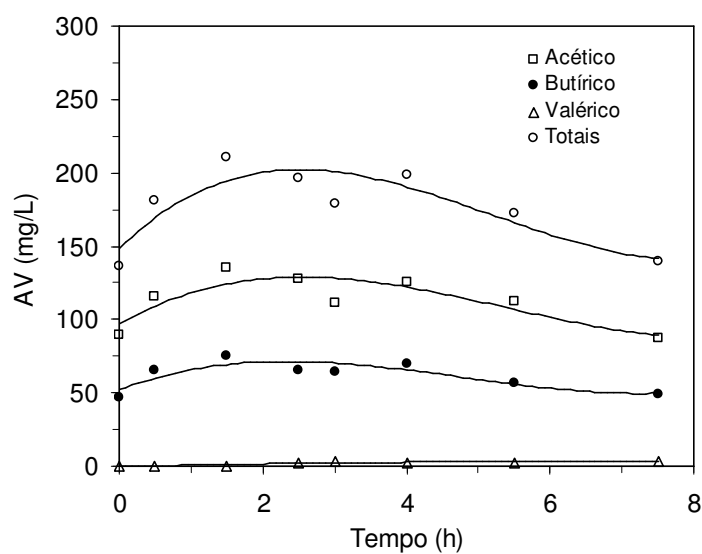


Figura 5.25 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários e totais obtidos por cromatografia na operação com 4000 mgDQO/L

A Figura 5.26 e a Figura 5.27 apresentam, respectivamente, os perfis de alcalinidade a bicarbonato e de pH, realizados em duplicata ao longo do 63º e do 78º ciclo. Observa-se que os menores valores de pH coincidem com os maiores valores de concentração de ácidos voláteis. Nas Figuras 5.28 e 5.29 são mostrados os perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico obtidos ao longo do 87º ciclo. A composição do biogás gerado, ao final do ciclo, era de 60,3% de metano e 39,7% de gás carbônico. Os valores experimentais obtidos em todos os perfis são apresentados no Anexo V.

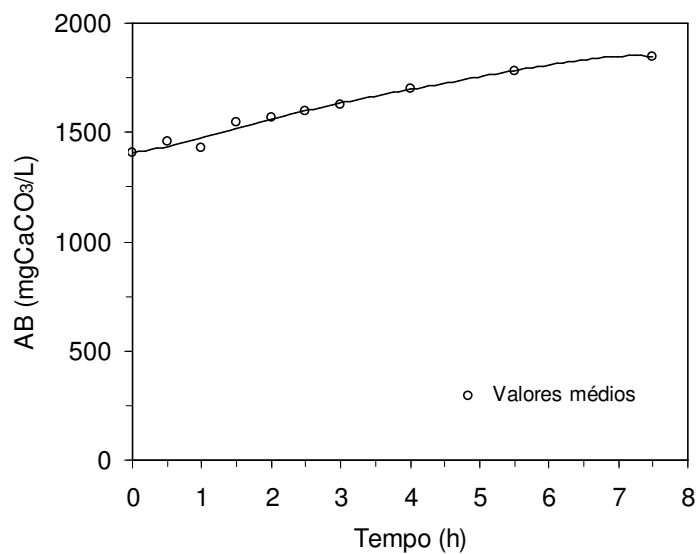


Figura 5.26 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 4000 mgDQO/L

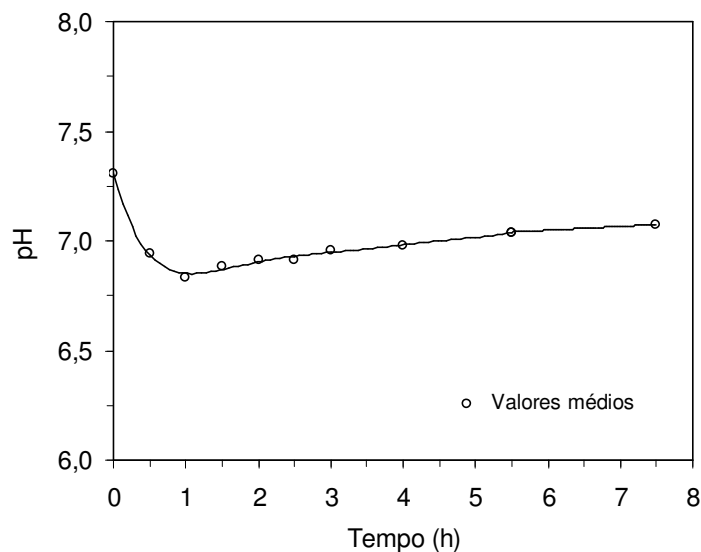


Figura 5.27 – Perfil de pH na operação com 4000 mgDQO/L

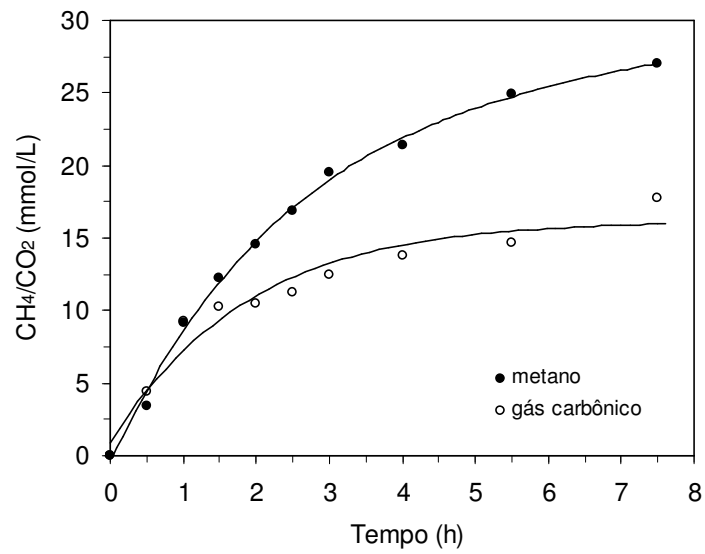


Figura 5.28 – Perfis de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 4000 mgDQO/L

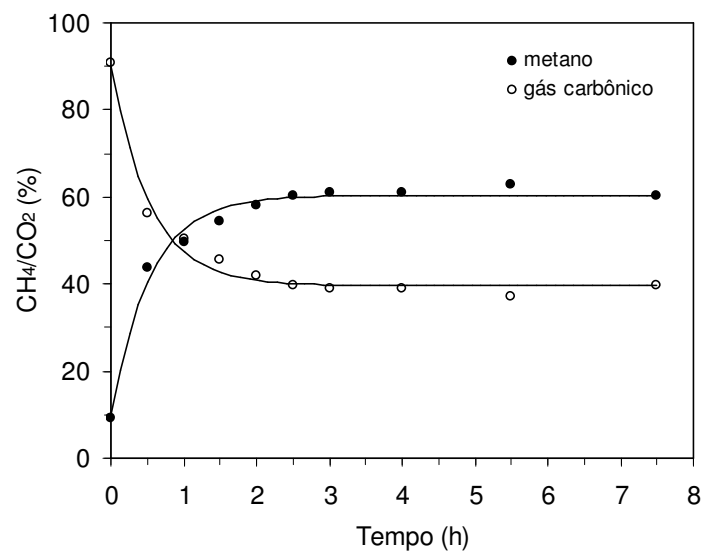


Figura 5.29 – Perfis de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 4000 mgDQO/L

5.6. Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L

5.6.1. AR-IPHP-II – Alimentação em batelada

Ressalta-se que a diminuição da concentração da água residuária industrial para

3000 mgDQO/L foi devido aos problemas já relatados na condição anterior.

Nesta condição o ASBBR foi operado por 46 dias (138 ciclos), tratando *AR-IPHP-II*, alimentada em batelada, durante 10 minutos. A operação foi dividida em três etapas (*Etapas I a III*). A composição e a suplementação do afluente são apresentadas na Tabela 4.6. Os valores médios das variáveis monitoradas (nas *Etapas I a III*) no afluente e no efluente são apresentados nas Tabelas de 5.19 a 5.21 e nas Figuras 5.30 e 5.31. A relação completa dos resultados de monitoramento do afluente e do efluente encontra-se nos Anexos III e IV.

Tabela 5.19 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapas I*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	1058 ± 141 (6)	194 ± 42 (7)
ε _T (%)	-	82 ± 4 (7)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	164 ± 28 (7)
ε _S (%)	-	85 ± 3 (7)
C _{AVT} (mgHAc/L)	29 ± 0,9 (2)	25 ± 5 (4)
AB (mgCaCO ₃ /L)	321 ± 0,6 (2)	456 ± 40 (4)
AI/AP	0,4 ± 0,02 (2)	0,4 ± 0,09 (4)
pH	7,9 ± 0,29 (2)	7,1 ± 0,09 (4)
Volume (L)	1,98 ± 0,02 (6)	1,98 ± 0,02 (6)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

A *Etapas I* foi realizada em sequência da *Etapas VI* da condição anterior. Portanto, o ASBBR apresentava eficiência média de remoção de 79 ± 2% e concentração média de ácidos voláteis totais de 286 ± 29 mgHAc/L. Assim, optou-se por iniciar o ensaio com uma concentração reduzida de matéria orgânica (1000 mgDQO/L) duplicando a mesma à medida que o sistema apresentasse aumento de eficiência de remoção de matéria orgânica e redução de ácidos voláteis totais. Na Tabela 5.19 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas na operação com 1000 mgDQO/L, por 9 dias (27 ciclos), tratando *AR-IPHP-II*.

Ressalta-se que nesta condição manteve-se a suplementação de alcalinidade da condição de 2000 mgDQO/L, isto é, 1,0 gNaHCO₃/L.

Observa-se, na *Etapas I*, que a eficiência média de remoção, em termos de amostras filtradas, aumentou para de 85 ± 3% e concentração média de ácidos voláteis totais diminuiu para 25 ± 5 mgHAc/L. Desta forma, foi possível duplicar a concentração da água residuária na *Etapas II*.

Na Tabela 5.20 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas na

operação com 2000 mgDQO/L, tratando *AR-IPHP-II* por 6 dias (18 ciclos).

Tabela 5.20 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa II*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	1817 ± 223 (3)	236 ± 65 (3)
ε _T (%)	-	87 ± 4 (3)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	212 ± 61 (3)
ε _S (%)	-	88 ± 3 (3)
C _{AVT} (mgHAc/L)	-	47 ± 17 (3)
AB (mgCaCO ₃ /L)	-	734 ± 149 (3)
pH	-	7,4 ± 0,2 (3)
Volume (L)	1,99 ± 0,01 (2)	1,99 ± 0,01 (2)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Observa-se, na *Etapa II*, que houve aumento de eficiência média de remoção de matéria orgânica, em termos de amostras filtradas, para 88 ± 3%. Estes resultados favoráveis impeliram no sentido do aumento da concentração da água residuária para 3000 mgDQO/L, na *Etapa III*.

Na Tabela 5.21 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas na operação com 3000 mgDQO/L, por 31 dias (93 ciclos), tratando *AR-IPHP-II*.

Tabela 5.21 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa III*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	3144 ± 176 (21)	294 ± 123 (25)
ε _T (%)	-	91 ± 4 (25)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	253 ± 128 (25)
ε _S (%)	-	92 ± 4 (25)
C _{AVT} (mgHAc/L)	38 ± 8 (10)	19 ± 6 (8)
AB (mgCaCO ₃ /L)	569 ± 49 (10)	382 ± 67 (8)
AI/AP	0,3 ± 0,05 (10)	0,3 ± 0,17 (8)
pH	8,1 ± 0,13(10)	7,4 ± 0,2 (8)
ST (mg/L)	3305 ± 315 (7)	1752 ± 184 (7)
SVT (mg/L)	2381 ± 201 (7)	856 ± 183 (7)
SST (mg/L)	46 ± 22 (7)	93 ± 34 (7)
SSV (mg/L)	25 ± 17 (7)	71 ± 26 (7)
Volume (L)	1,99 ± 0,01 (23)	1,99 ± 0,01 (23)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

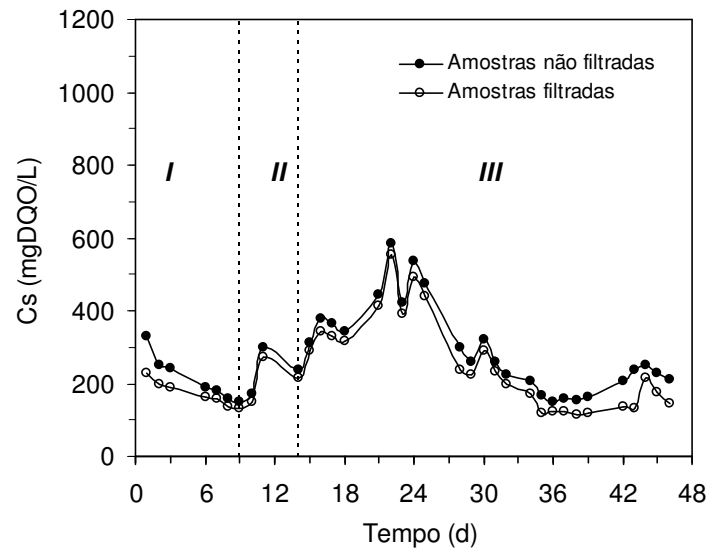


Figura 5.30 – Concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-II – Alimentação em batelada

(*I*: 1000 mgDQO/L; *II*: 2000 mgDQO/L; *III*: 3000 mgDQO/L)

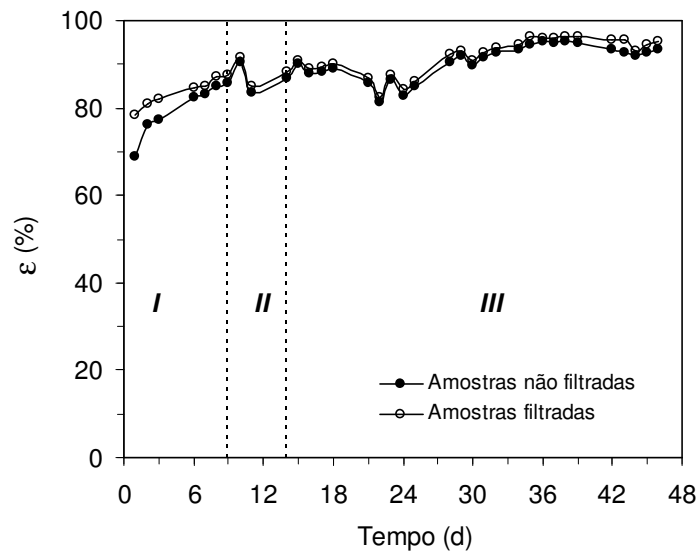


Figura 5.31 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-II – Alimentação em batelada

(*I*: 1000 mgDQO/L; *II*: 2000 mgDQO/L; *III*: 3000 mgDQO/L)

Na *Etapa III* o ASBBR apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, valores reduzidos de concentração de ácidos voláteis (19 ± 6 mgHAc/L)

e uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica em termos de amostras filtradas ($92 \pm 4\%$). Desta forma, observa-se que foi possível tratar água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal com concentração de 3000 mgDQO/L, suplementada com sacarose, uréia, solução de sais e alcalinidade ($1,0 \text{ gNaHCO}_3/\text{L}$).

Na *Etapa III* foram obtidos, também, os perfis ao longo de um ciclo de operação, conforme descrito a seguir.

5.6.1.1. Perfis ao longo de um ciclo: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada

A Figura 5.32 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica (C_s) para amostras filtradas, realizado em duplicata ao longo do 105º e do 114º ciclo de operação do ASBBR, tratando AR-IPHP-II, com 3000 mgDQO/L. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{s0}) foi igual a 2302 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 175 mgDQO/L. Os resultados destes perfis encontram-se no Anexo V.

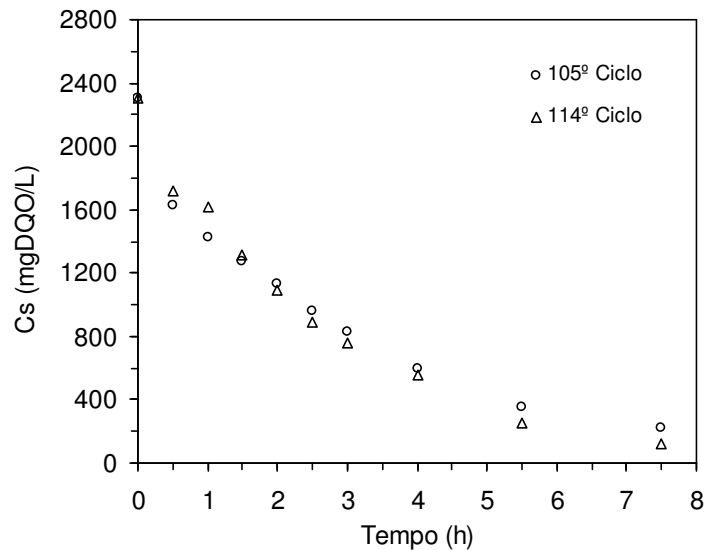


Figura 5.32 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-II – Alimentação em batelada

A Figura 5.33 apresenta o resultado do perfil de concentração dos ácidos voláteis totais, obtidos por titulação, em duplicata, ao longo do 96º e do 132º ciclo. Houve aumento de concentração em termos de valores médios destes ácidos até, aproximadamente, 90 minutos a

partir do início do ciclo. Neste caso a concentração máxima de AVT foi de 420 mgHAc/L. O valor residual médio de concentração de AVT foi de 47 mgHAc/L.

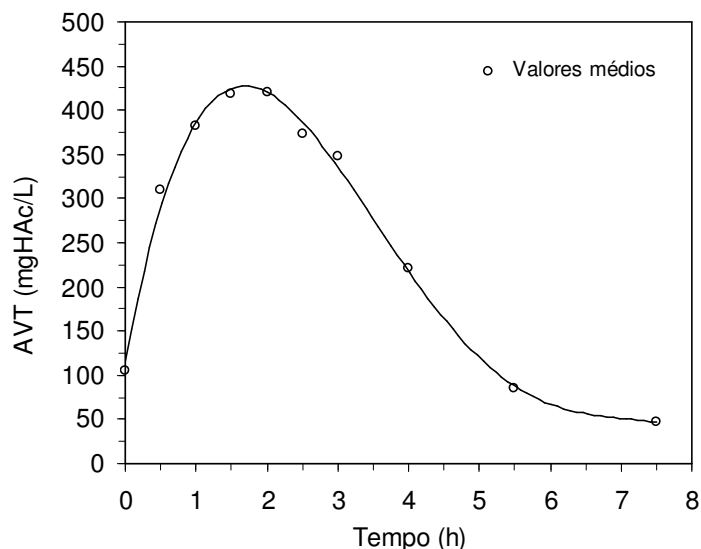


Figura 5.33 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) obtidos por titulação na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-II* – Alimentação em batelada

A Figura 5.34 apresenta o resultado do perfil de ácidos voláteis intermediários, obtidos por cromatografia, ao longo do 114º ciclo. Observa-se que há um acúmulo de ácido propiônico até 120 minutos a partir do início do ciclo. A seguir este ácido é consumido até o final do ciclo. Há um aumento dos ácidos acético e butírico durante todo o ciclo, sendo que a concentração residual de ácidos voláteis é devida aos mesmos. Observa-se, ainda, a presença de traços de ácido isobutírico. A concentração máxima de ácidos voláteis totais (método cromatográfico) foi de 172 mg/L e a concentração residual, dos mesmos, de 126 mg/L.

A Figura 5.35 e a Figura 5.36 apresentam, respectivamente, os perfis de alcalinidade a bicarbonato e de pH, realizados em duplicata ao longo dos 96º e do 132º ciclo. Observa-se que o maior consumo de alcalinidade e os menores valores de pH coincidem com a etapa de acúmulo de ácidos voláteis, conforme Figura 5.33.

Nas Figuras 5.37 e 5.38 são mostrados os perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico obtidos ao longo do 123º ciclo. A composição do biogás gerado, ao final do ciclo, era de 59,9% de metano e 40,1% de gás carbônico. Os valores experimentais obtidos em todos os perfis são apresentados no Anexo V.

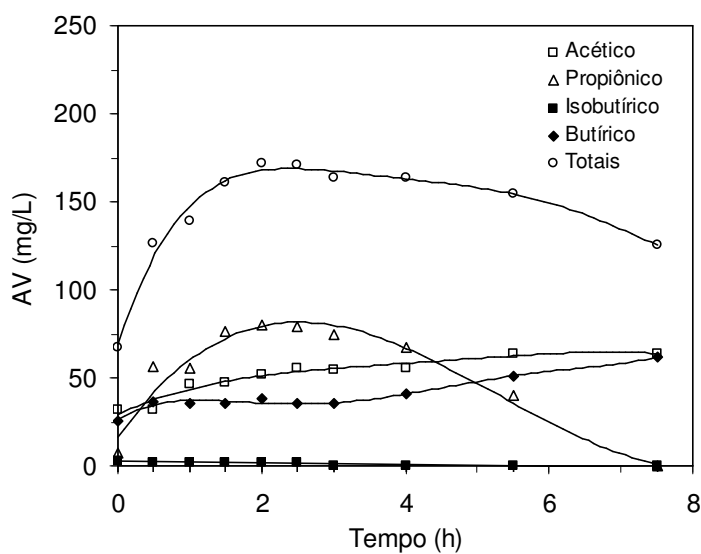


Figura 5.34 – Perfis de concentração de ácidos voláteis intermediários e totais obtidos por cromatografia na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-II* – Alimentação em batelada

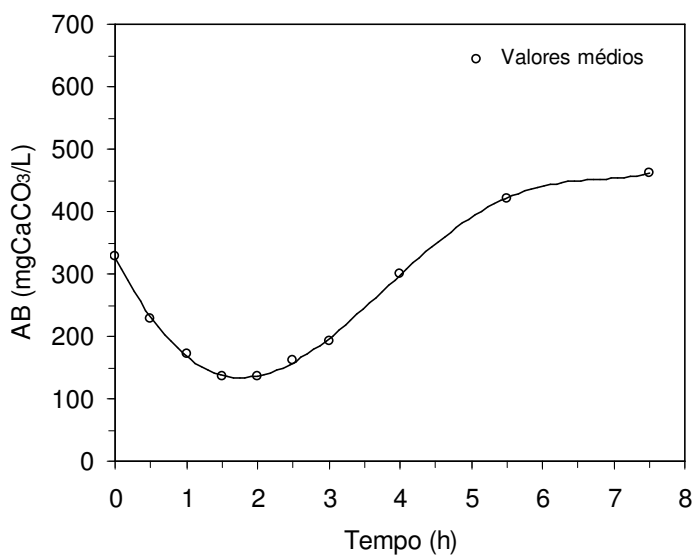


Figura 5.35 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-II* – Alimentação em batelada

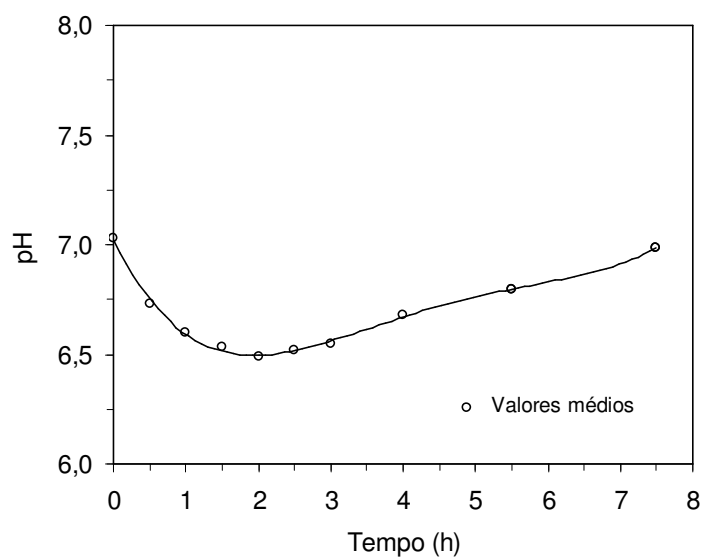


Figura 5.36 – Perfil de pH na operação com 3000 mgDQO/L:
AR-IPHP-II – Alimentação em batelada

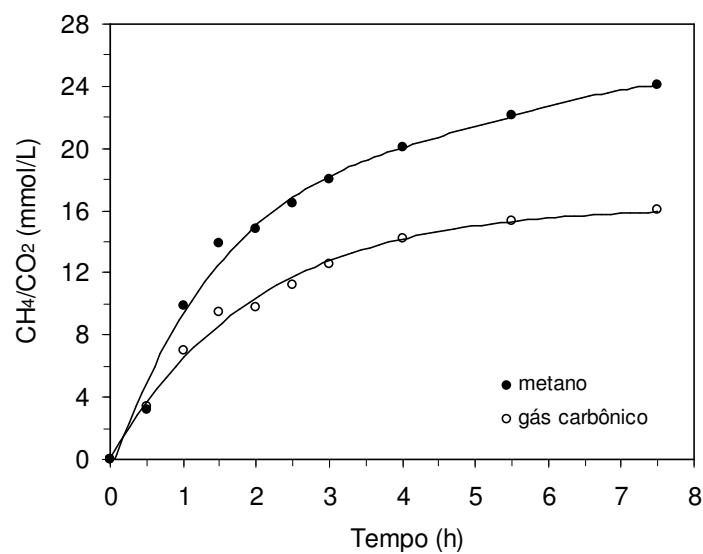


Figura 5.37 – Perfis de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-II – Alimentação em batelada

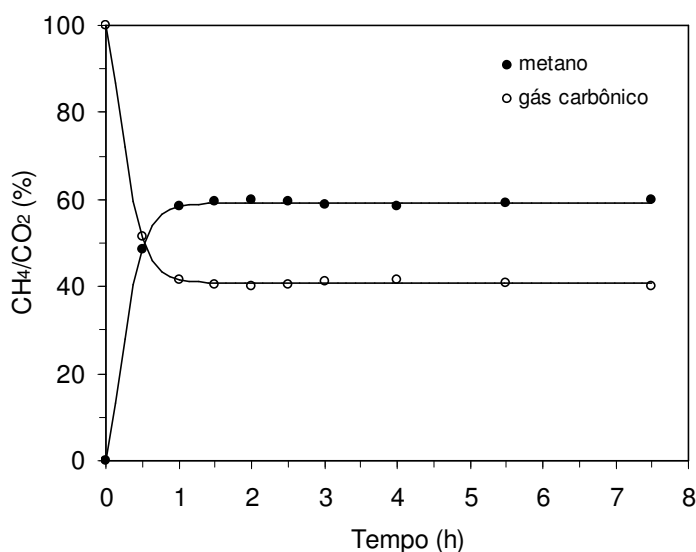


Figura 5.38 – Perfis de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-II* – Alimentação em batelada

5.6.2. *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada

Nesta condição o ASBBR foi operado por 14 dias (42 ciclos), tratando *AR-IPHP-I*, isenta de nutrientes (sacarose, extrato de carne ou uréia e solução salina) e suplementada apenas com bicarbonato de sódio (1,0 gNaHCO₃/L). Os valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente são apresentados na Tabela de 5.22 e nas Figuras 5.39 e 5.40. A relação completa dos resultados de monitoramento do afluente e do efluente encontra-se nos Anexos III e IV.

Tabela 5.22 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	3007 ± 34 (8)	104 ± 18 (9)
ε _T (%)	-	96 ± 0,6 (9)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	61 ± 6 (9)
ε _S (%)	-	98 ± 0,2 (9)
C _{AVT} (mgHAc/L)	37 ± 5 (5)	21 ± 5 (6)
AB (mgCaCO ₃ /L)	667 ± 7 (5)	704 ± 7 (6)
AI/AP	0,2 ± 0,04 (5)	0,3 ± 0,06 (6)
pH	8,0 ± 0,06 (5)	7,3 ± 0,07 (6)
Volume (L)	2,0 ± 0,01 (8)	2,0 ± 0,01 (8)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

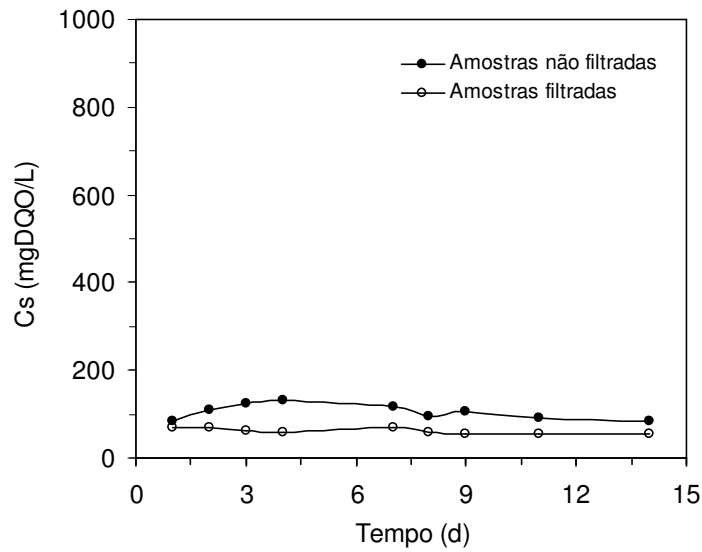


Figura 5.39 – Concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L:
AR-IPHP-I – Alimentação em batelada

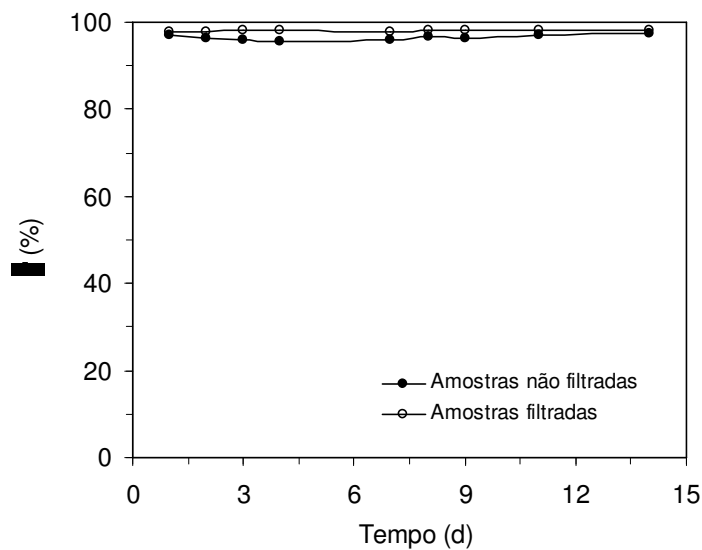


Figura 5.40 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L:
AR-IPHP-I – Alimentação em batelada

Nas condições anteriores a água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal (*AR-IPHP-I*) foi suplementada com nutrientes e bicarbonato de sódio para tamponamento – passando a ser denominada *AR-IPHP-II*. Optou-se pela suplementação de nutrientes visando não prejudicar a biomassa uma vez que o afluente poderia não estar

balanceado em termos dos mesmos. Observa-se que o ASBBR apresentou operação estável e não houve diminuição na eficiência média de remoção ($98 \pm 0,2\%$) na operação da *AR-IPHP-I*, suplementada apenas com alcalinidade ($1,0 \text{ gNaHCO}_3/\text{L}$).

5.6.3. *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

Nesta condição alterou-se a estratégia de alimentação da *AR-IPHP-I*. A estratégia constou em alimentar 50% do volume (1 L) do afluente em batelada, durante 10 minutos, e 50% do volume (1 L) em batelada alimentada, durante 4 horas. O ASBBR foi operado por 35 dias (105 ciclos) em três etapas (*Etapas I a III*). Os valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente são apresentados nas Tabelas de 5.23 a 5.25 e nas Figuras 5.41 e 5.42. A relação completa dos resultados de monitoramento do afluente e do efluente encontra-se nos Anexos III e IV.

Tabela 5.23 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapas I*

Variável	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	3029 ± 62 (14)	218 ± 139 (18)
ϵ_T (%)	-	$93 \pm 4,6$ (18)
C_{SS} (mgDQO/L)	-	178 ± 130 (18)
ϵ_S (%)	-	$94 \pm 4,3$ (18)
C_{AVT} (mgHAc/L)	52 ± 27 (4)	45 ± 36 (7)
AB (mgCaCO ₃ /L)	644 ± 41 (4)	663 ± 75 (7)
AI/AP	$0,3 \pm 0,06$ (4)	$0,3 \pm 0,03$ (7)
pH	$7,8 \pm 0,17$ (4)	$7,3 \pm 0,11$ (7)
Volume (L)	$1,9 \pm 0,07$ (13)	$1,9 \pm 0,07$ (13)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Tabela 5.24 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapas II*

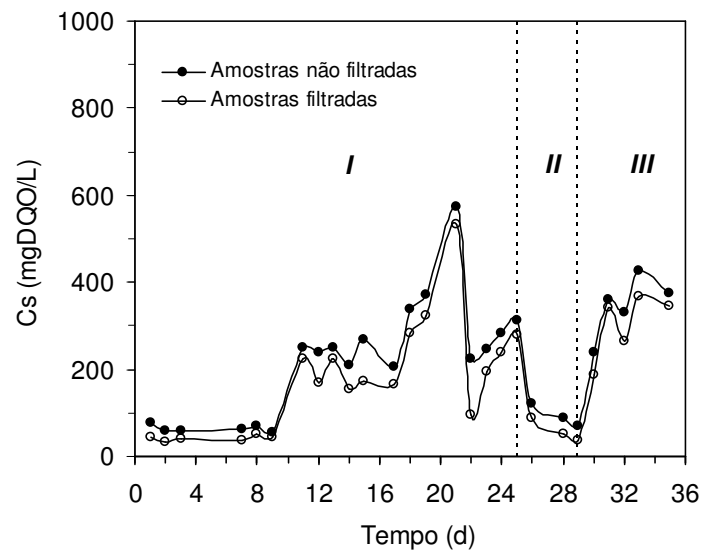
Variável	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	969 ± 18 (2)	93 ± 26 (3)
ϵ_T (%)	-	$90 \pm 2,7$ (3)
C_{SS} (mgDQO/L)	-	58 ± 25 (3)
ϵ_S (%)	-	$94 \pm 2,6$ (3)
C_{AVT} (mgHAc/L)	88 ± 105 (2)-	$17 \pm 0,6$ (2)
AB (mgCaCO ₃ /L)	457 ± 242 (2)	329 ± 31 (2)
AI/AP	$0,3 \pm 0,14$ (2)	$0,2 \pm 0,01$ (2)
pH	$7,8 \pm 0,4$ (2)	$7,2 \pm 0,01$ (2)
Volume (L)	$1,9 \pm 0,06$ (3)	$1,9 \pm 0,06$ (3)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Tabela 5.25 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa III*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	3053 ± 104 (4)	346 ± 69 (5)
ε _T (%)	-	89 ± 2,3 (5)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	302 ± 75 (5)
ε _S (%)	-	90 ± 3 (5)
C _{AVT} (mgHAc/L)	37 ± 13 (2)	94 ± 23 (5)
AB (mgCaCO ₃ /L)	665 ± 5,8 (2)	626 ± 48 (5)
AI/AP	0,2 ± 0,01 (2)	0,4 ± 0,09 (5)
pH	8,1 ± 0,05(2)	7,0± 0,1 (5)
ST (mg/L)	3181 ± 523 (5)	1525 ± 363 (5)
SVT (mg/L)	2264 ± 479 (5)	742 ± 141 (5)
SST (mg/L)	68 ± 21 (5)	94 ± 12 (5)
SSV (mg/L)	45 ± 20 (5)	82 ± 11 (5)
Volume (L)	1,9 ± 0,08 (7)	1,9 ± 0,08 (7)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

**Figura 5.41** – Concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-I – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

(*I* e *III*: 3000 mgDQO/L; *II*: 1000 mgDQO/L)

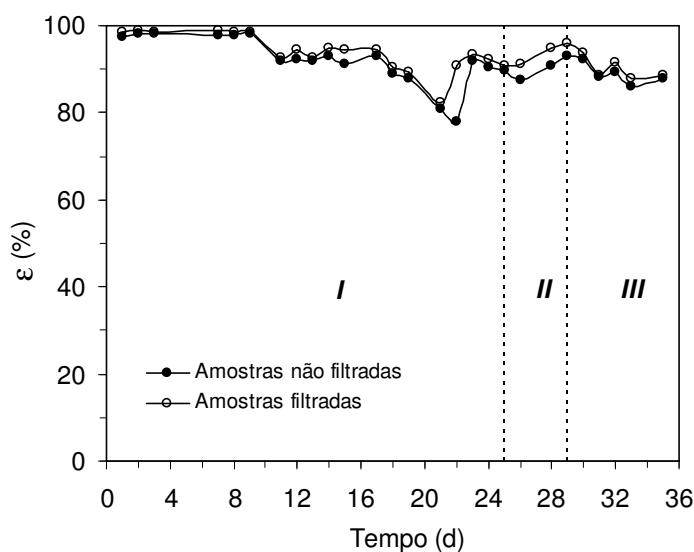


Figura 5.42 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L:
AR-IPHP-I – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada
 (I e III: 3000 mgDQO/L; II: 1000 mgDQO/L)

Na *Etapa I* o ASBBR apresentou eficiência média de remoção de $98 \pm 0,2\%$ até o 9º dia de operação. Do 10º ao 17º dia a eficiência média de remoção foi de $94 \pm 1\%$. O sistema apresentou queda de eficiência do 18º ao 21º dia de operação. Diante do exposto no 21º dia de operação diminuiu-se a concentração do afluente para 1000 mgDQO/L, o que ocasionou aumento da eficiência no 22º dia de operação. Como o ASBBR respondeu de modo favorável aumentou-se novamente a concentração do afluente para 3000 mgDQO/L até o 25º dia de operação. Como o sistema apresentava tendência de diminuição de eficiência optou-se por diminuir, novamente a concentração do afluente para 1000 mgDQO/L, sendo o sistema operado por 4 dias (12 ciclos) na *Etapa II*. No final da *Etapa II* a eficiência de remoção média era de $94 \pm 3\%$.

A seguir aumentou-se a concentração para 3000 mgDQO/L, na *Etapa III*, sendo o sistema operado por 6 dias (18 ciclos) apresentando eficiência de remoção média de $90 \pm 3\%$.

Comparando-se os resultados de eficiência de remoção desta condição ($90 \pm 3\%$; Tabela 5.25) com a operação do ASBBR com *AR-IPHP-II*, com 3000 mgDQO/L, ($92 \pm 4\%$; Tabela 5.21) observa-se que a eficiência foi praticamente a mesma.

Desta forma observa-se que foi possível tratar *AR-IPHP-I* alimentando-se 50% do afluente em batelada e 50% em batelada alimentada.

A seguir são apresentados os perfis ao longo de um ciclo de operação obtidos na *Etapa*

III.

5.6.3.1. Perfis ao longo de um ciclo: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

A Figura 5.43 apresenta o resultado do perfil de concentração de matéria orgânica (C_S) para amostras filtradas, obtidos em duplicata, ao longo do 93º e do 99º ciclo de operação ASBBR tratando *AR-IPHP-I*, com 3000 mgDQO/L, com alimentação de 50% do afluente em batelada e 50% em batelada alimentada. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 2278 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 179 mgDQO/L. Os resultados destes perfis encontram-se no Anexo V.

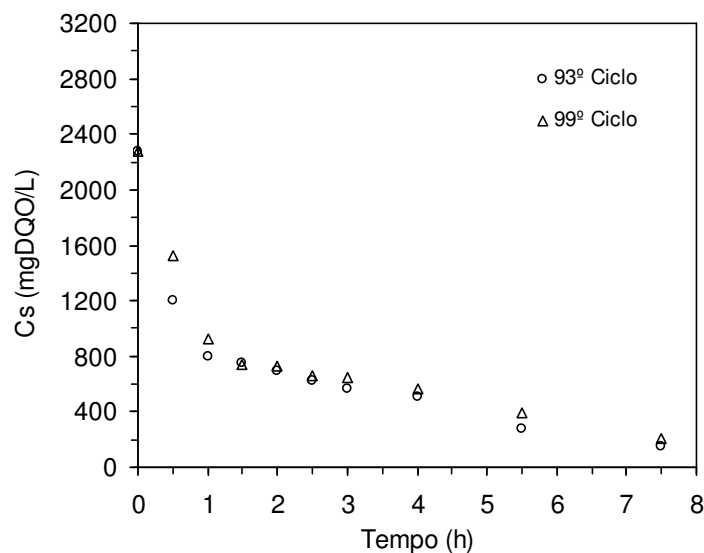


Figura 5.43 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

A Figura 5.44 apresenta o resultado do perfil de concentração dos ácidos voláteis totais, obtidos por titulação, em duplicata, ao longo do 45º e do 96º ciclo. Houve aumento de concentração em termos de valores médios destes ácidos até aproximadamente 60 minutos a partir do início do ciclo sendo a concentração máxima dos mesmos de 308 mgHAc/L. O valor residual médio de concentração de AVT foi de 77 mgHAc/L.

A Figura 5.45 apresenta o resultado do perfil de ácidos voláteis intermediários, obtidos

por cromatografia, ao longo do 93º ciclo. Observa-se que o ácido acético foi o mais abundante apresentando concentração máxima de 76 mgHAc/L, sendo consumido totalmente até o final do ciclo. Outro ácido presente foi o butírico, cuja concentração foi praticamente constante durante o ciclo. Ainda foi possível observar traços do ácido isovalérico. A concentração máxima de ácidos voláteis totais (método cromatográfico) foi de 105,5 mg/L e a concentração residual, dos mesmos, de 19,6 mg/L.

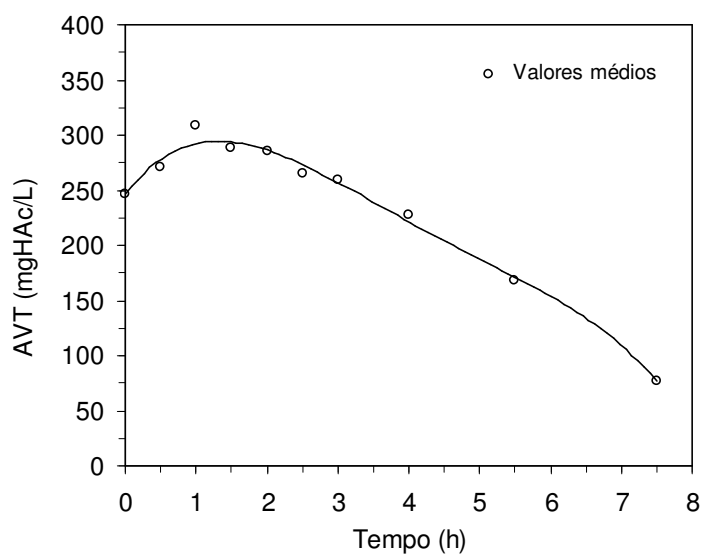


Figura 5.44 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) obtidos por titulação na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

A Figura 5.46 e a Figura 5.47 apresentam, respectivamente, os perfis de alcalinidade a bicarbonato e de pH, realizados em duplicata ao longo do 45º e do 96º ciclo. Observa-se que após 4 horas, a partir do início do ciclo, há um aumento maior nos valores de alcalinidade e de pH sendo que tal aumento coincide com o final da etapa de alimentação em batelada alimentada. Nas Figuras 5.48 e 5.49 são apresentados os perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico obtidos ao longo do 42º e do 102º ciclo de operação. A composição do biogás gerado, ao final do ciclo, era de 60,7% de metano e 39,3% de gás carbônico.

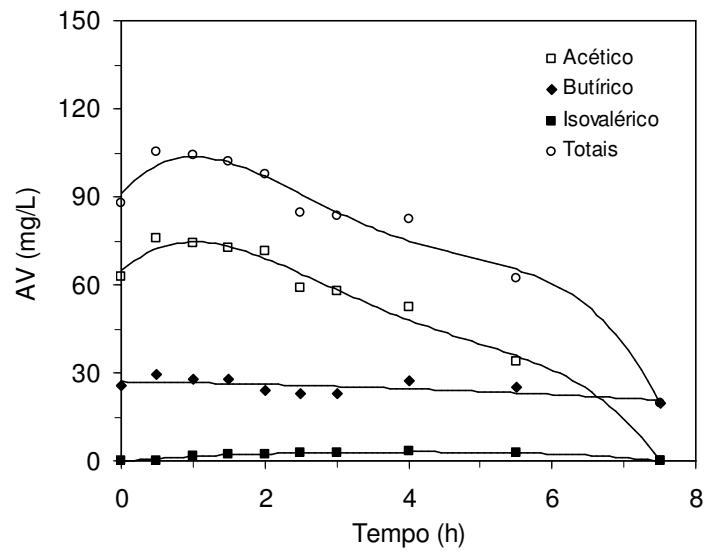


Figura 5.45 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários e totais obtidos por cromatografia na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

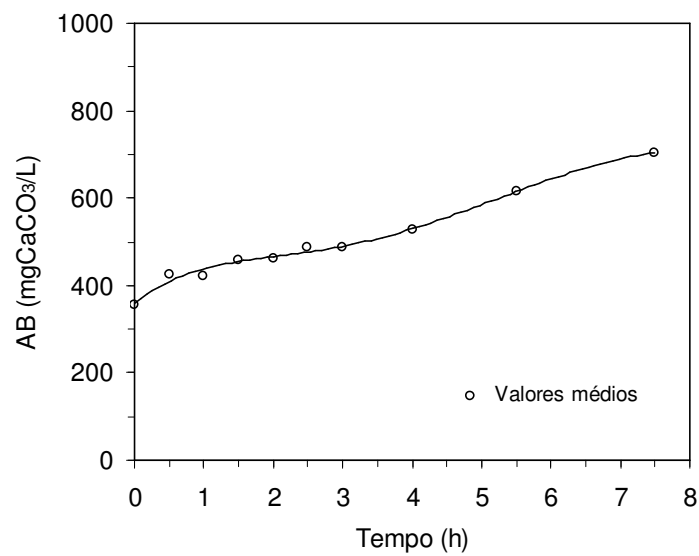


Figura 5.46 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

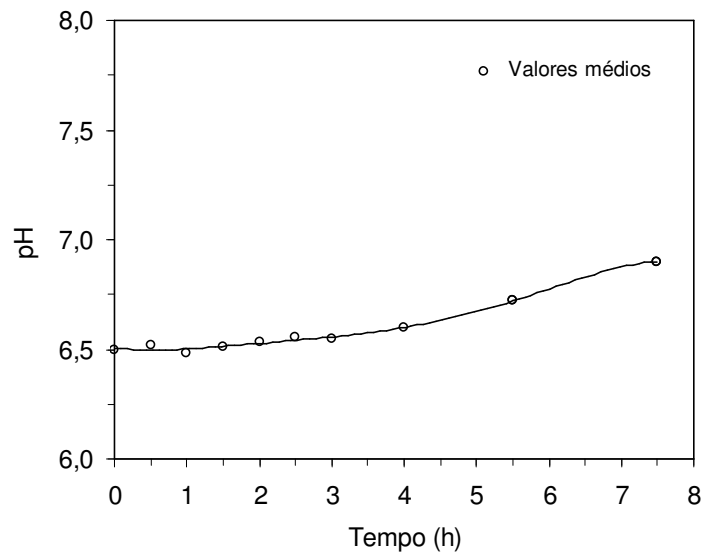


Figura 5.47 – Perfil de pH na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

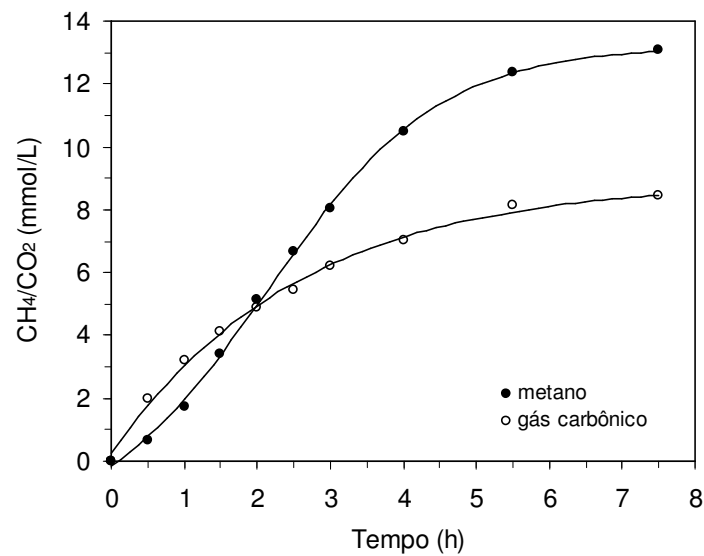


Figura 5.48 – Perfis de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

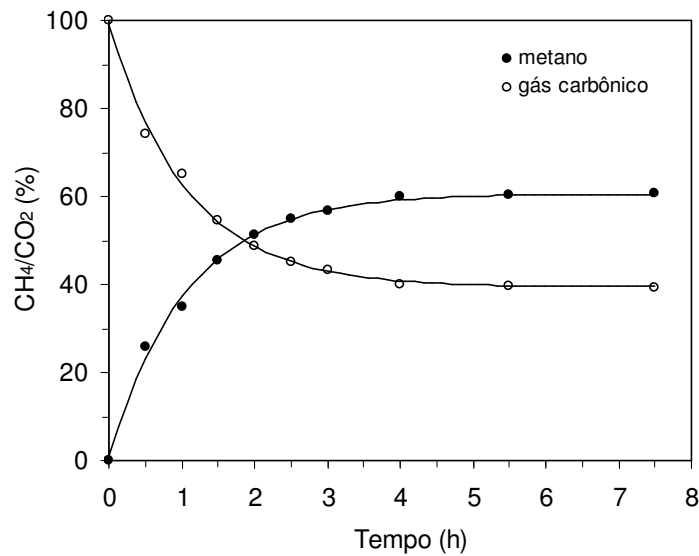


Figura 5.49 – Perfis de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

5.6.4. *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada alimentada

Nesta condição, o reator, também, foi operado tratando *AR-IPHP-I*. A diferença em termos de operação em relação à condição anterior refere-se à estratégia de descarga do sistema. Na condição anterior todo o efluente tratado era descarregado no final do ciclo enquanto nesta condição 50% do volume do efluente tratado era descarregado (1 L), permanecendo os outros 50% (1 L) no interior reator. No início de um novo ciclo 1,0 L (50% do volume) de afluente era alimentado em batelada alimentada durante as 4 primeiras horas do ciclo.

Ressalta que foi necessário aumentar a concentração do afluente para, aproximadamente, 6000 mgDQO/L. Tal estratégia foi utilizada visando obter uma concentração de matéria orgânica no interior do reator próxima de 3000 mgDQO/L (COV de 9,0 gDQO/L.d), já que após a alimentação desse afluente (1,0 L) havia diluição, do mesmo, devido ao volume de efluente (1,0 L) mantido no reator. O ASBBR foi operado por 37 dias (111 ciclos) em quatro etapas (*Etapas I a IV*). Os valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente são apresentados nas Tabelas de 5.26 a 5.29 e nas Figuras 5.50 e 5.51. A relação completa dos resultados de monitoramento do afluente e do efluente encontra-se nos Anexos III e IV.

Tabela 5.26 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa I*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	6354 ± 312 (3)	504 ± 216 (3)
ε _T (%)	-	92 ± 3,4 (3)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	436 ± 228 (3)
ε _S (%)	-	93 ± 3,6 (3)
C _{AVT} (mgHAc/L)	51 ± 34 (2)	147 ± 84 (3)
AB (mgCaCO ₃ /L)	647 ± 3,3 (2)	619 ± 78 (3)
AI/AP	0,3 ± 0,07 (2)	0,5 ± 0,2 (3)
pH	7,9 ± 0,3 (2)	7,1 ± 0,2 (3)
Volume (L)	0,97 ± 0,07 (3)	0,97 ± 0,07 (3)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Tabela 5.27 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa II*

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	1843 ± 45 (2)	222 ± 43 (3)
ε _T (%)	-	93 ± 2,1 (3)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	182 ± 48 (3)
ε _S (%)	-	94 ± 1,1 (3)
C _{AVT} (mgHAc/L)	52 (1)	46 ± 19 (3)
AB (mgCaCO ₃ /L)	301 (1)	428 ± 55 (3)
AI/AP	0,2 (1)	0,3 ± 0,05 (3)
pH	7,9 (1)	7,5 ± 0,3 (3)
Volume (L)	1,04 ± 0,01 (3)	1,04 ± 0,01 (3)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Tabela 5.28 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa III*

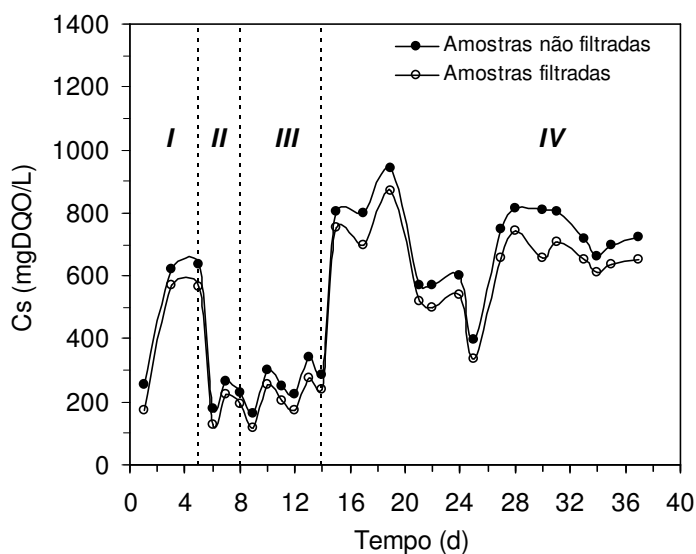
Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	4074 ± 265 (4)	262 ± 62 (6)
ε _T (%)	-	94 ± 1,5 (6)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	211 ± 60 (6)
ε _S (%)	-	95 ± 1,5 (6)
C _{AVT} (mgHAc/L)	59 (1)	80 ± 20 (4)
AB (mgCaCO ₃ /L)	633 (1)	832 ± 84 (4)
AI/AP	0,3 (1)	0,3 ± 0,04 (4)
pH	8,0 (1)	7,4 ± 0,11 (4)
Volume (L)	1,02 ± 0,04 (4)	1,02 ± 0,04 (4)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Tabela 5.29 – Valores médios das variáveis monitoradas na *Etapa IV*

Variável	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	5944 ± 147 (12)	710 ± 135 (15)
ε_T (%)	-	83 ± 3 (15)
C_{SS} (mgDQO/L)	-	636 ± 126 (15)
ε_S (%)	-	84 ± 3 (15)
C_{AVT} (mgHAc/L)	168 ± 47 (6)	281 ± 99 (8)
AB (mgCaCO ₃ /L)	1053 ± 274 (6)	816 ± 291 (8)
AI/AP	$0,3 \pm 0,05$ (6)	$0,5 \pm 0,07$ (8)
pH	$7,7 \pm 0,2$ (6)	$7,5 \pm 0,2$ (8)
ST (mg/L)	3844 ± 791 (4)	2106 ± 349 (4)
SVT (mg/L)	2746 ± 420 (4)	991 ± 87 (4)
SST (mg/L)	90 ± 26 (4)	119 ± 24 (4)
SSV (mg/L)	58 ± 16 (4)	95 ± 7 (4)
Volume (L)	$1,01 \pm 0,03$ (15)	$1,01 \pm 0,03$ (15)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

**Figura 5.50** – Concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada

(I: 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L; II: 1000 mgDQO/L - $C_A = 2000$ mgDQO/L;
 III: 2000 mgDQO/L - $C_A = 4000$ mgDQO/L; IV: 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L)

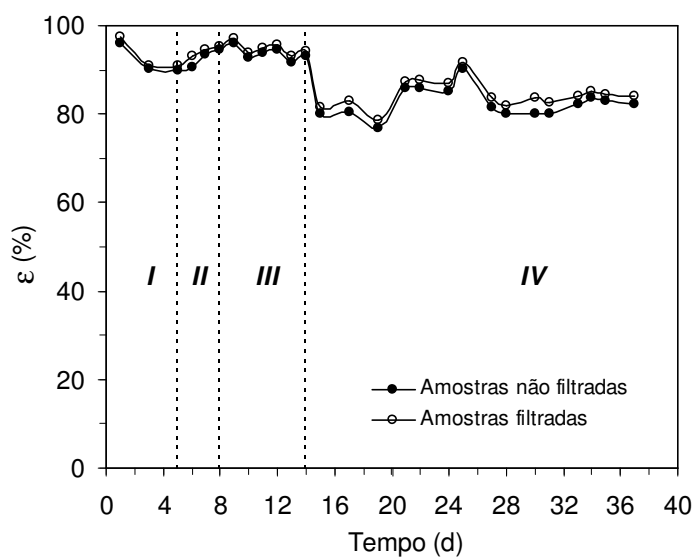


Figura 5.51 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada

(I: 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L; II: 1000 mgDQO/L - $C_A = 2000$ mgDQO/L;

III: 2000 mgDQO/L - $C_A = 4000$ mgDQO/L; IV: 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L)

Após 5 dias de operação, na *Etapa I*, na qual a concentração do afluente era de, aproximadamente, 6000 mgDQO/L (visando obter, aproximadamente, 3000 mgDQO/L no interior do reator), optou-se por diminuir a concentração do afluente para 2000 mgDQO/L (visando obter, aproximadamente, 1000 mgDQO/L no interior do reator), na *Etapa II*, uma vez que houve aumento na concentração do efluente residual (de 173 para 567 mgDQO/L), diminuição nos valores de pH (de 7,5 para 6,97) e aumento dos valores de concentração de ácidos voláteis totais (de 51 para 206 mgHAc/L). Na *Etapa II*, o ASBBR operou por 3 dias, sendo os resultados apresentados na Tabela 5.27, onde é possível observar a retomada dos valores das variáveis acima comentadas.

Na *Etapa III*, aumentou-se a concentração do afluente para, aproximadamente, 4000 mgDQO/L (visando obter, aproximadamente, 2000 mgDQO/L no interior do reator), sendo o sistema operado por 6 dias (18 ciclos) não havendo diminuição na eficiência de remoção conforme apresentados na Tabela 5.28.

Na *Etapa IV*, aumentou-se, novamente a concentração do afluente para, aproximadamente, 6000 mgDQO/L (visando obter, aproximadamente, 3000 mgDQO/L no interior do reator), sendo o sistema operado por 23 dias (69 ciclos) sendo os resultados apresentados na Tabela 5.29. Observa-se que o sistema apresentou oscilação nos valores de

eficiência de remoção até o 25º dia de operação, apresentado após tal período valores estáveis de eficiência de remoção.

Observa-se que foi possível tratar *AR-IPHP-I*, com 6000 mgDQO/L (visando obter 3000 mgDQO/L no interior do reator), suplementada com alcalinidade (1,0 gNaHCO₃/L), mantendo-se 50 % do volume tratado (1 L) no reator e alimentando-se 50% do afluente (1 L) em batelada alimentada durante 4 horas.

Comparando-se os valores médios de eficiência de remoção de matéria orgânica e de concentração de ácidos voláteis totais desta condição ($\epsilon_s = 84 \pm 3\%$ e $C_{AVT} = 281 \pm 99$ mgHAc/L; Tabela 5.29) com a operação anterior ($\epsilon_s = 90 \pm 3\%$ e $C_{AVT} = 94 \pm 23$ mgHAc/L; Tabela 5.25) e com a operação do ASBBR com *AR-IPHP- II*, com 3000 mgDQO/L, ($\epsilon_s = 92 \pm 4\%$ e $C_{AVT} = 19 \pm 6$ mgHAc/L; Tabela 5.21) observa-se que houve diminuição na eficiência de remoção e aumento da concentração de ácidos voláteis totais no efluente para a estratégia de operação que consistiu em manter 50% do volume tratado de efluente no ASBBR e alimentar 50% de volume do afluente em batelada alimentada durante 4 horas.

A seguir são apresentados os perfis ao longo de um ciclo de operação obtidos na *Etapla IV*.

5.6.4.1. Perfis ao longo de um ciclo: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada alimentada

A Figura 5.52 apresenta o resultado do perfil de concentração de matéria orgânica (C_s) para amostras filtradas, obtido em duplicata ao longo do 90º e do 102º ciclo de operação ASBBR tratando *AR-IPHP-I*, sendo 50% do volume de efluente tratado (1 L) mantido no ASBBR e 50% do volume de afluente (1 L) alimentado em batelada alimentada, durante 4 horas, a partir do início do ciclo. Ressalta-se que o afluente apresentava concentração de, aproximadamente, 6000 mgDQO/L visando-se obter, aproximadamente, 3000 mgDQO/L no interior do reator, após a diluição do afluente devido ao volume residual (1,0 L) mantido no reator. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 589 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 834 mgDQO/L. Os resultados destes perfis encontram-se no Anexo V.

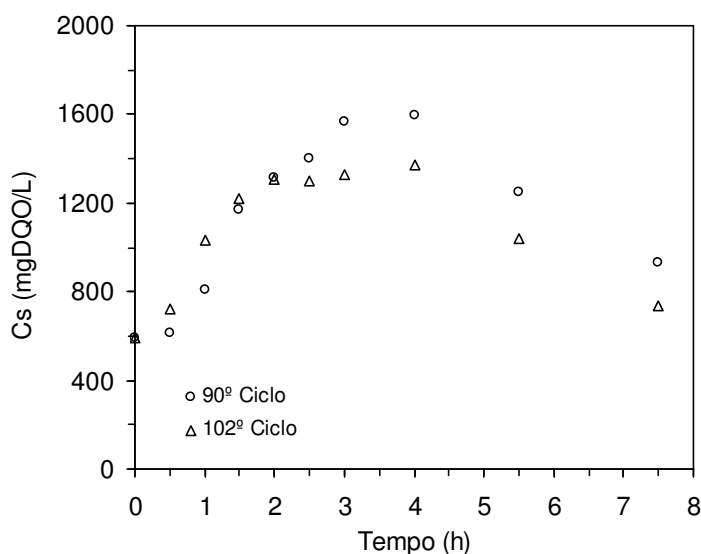


Figura 5.52 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada alimentada

A Figura 5.53 apresenta o resultado do perfil de concentração dos ácidos voláteis totais, obtidos por titulação, em duplicata, ao longo do 93º e do 105º ciclo. Houve aumento de concentração em termos de valores médios destes ácidos durante a etapa de alimentação, em batelada alimentada, durante 4 horas a partir do início do ciclo, sendo a concentração máxima dos mesmos de 498 mgHAc/L. O valor residual médio de concentração de AVT foi de 425 mgHAc/L.

A Figura 5.54 apresenta o resultado do perfil de ácidos voláteis intermediários, obtidos por cromatografia, ao longo do 102º ciclo. Observa-se que o ácido acético foi o mais abundante apresentando concentração máxima de 69,7 mgHAc/L em 120 minutos a partir do início do ciclo, sendo sua concentração residual de 48 mgHAc/L. Outro ácido presente foi o butírico, cuja concentração foi praticamente constante (próxima de 50 mgHAc/L) durante o ciclo. Ainda foi possível observar traços dos ácidos isovalérico e isobutírico. A concentração máxima de ácidos voláteis totais (método cromatográfico) foi de 127,5 mg/L e a concentração residual, dos mesmos, de 104,8 mg/L.

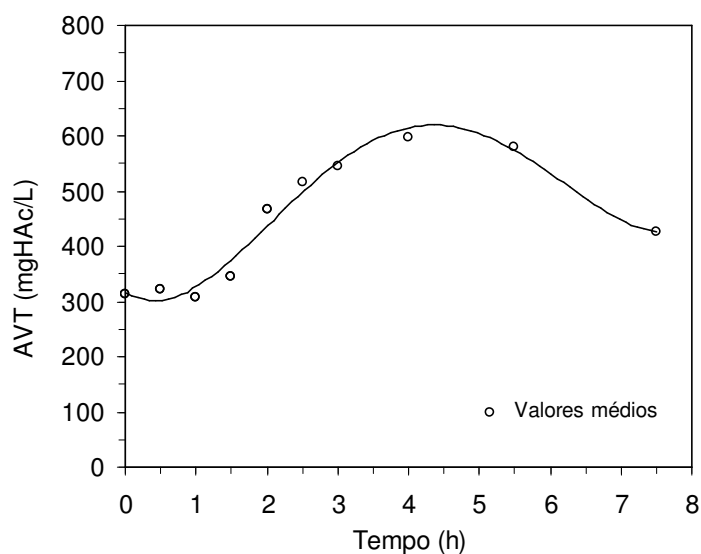


Figura 5.53 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada

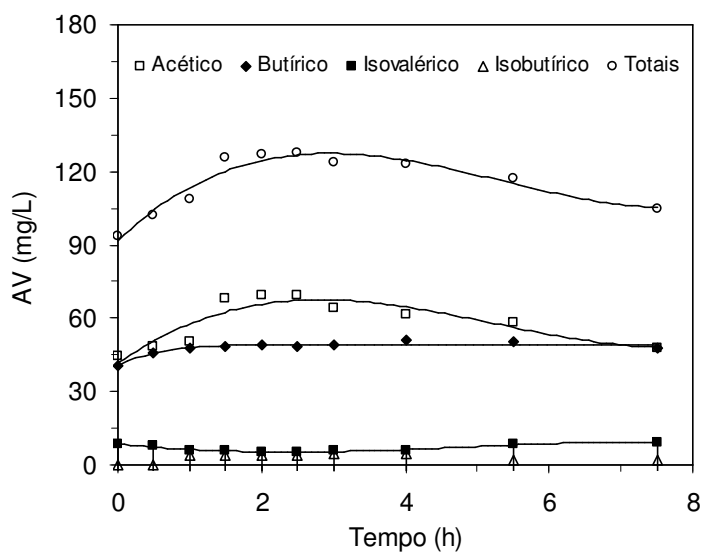


Figura 5.54 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários e totais obtidos por cromatografia na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada

A Figura 5.55 e a Figura 5.56 apresentam, respectivamente, os perfis de alcalinidade a bicarbonato e de pH, realizados em duplicata ao longo do 93º e do 105º ciclo. Observa-se que durante o período de alimentação em batelada alimentada, isto é, 4 horas a partir do início do ciclo, há diminuição nos valores de alcalinidade e de pH. Após o término da etapa de

alimentação há aumentos destes valores. Nas Figuras 5.57 e 5.58 são apresentados os perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico obtidos ao longo do 84º e do 99º ciclo de operação. A composição do biogás gerado, ao final do ciclo, era de 60,3% de metano e 39,7%.

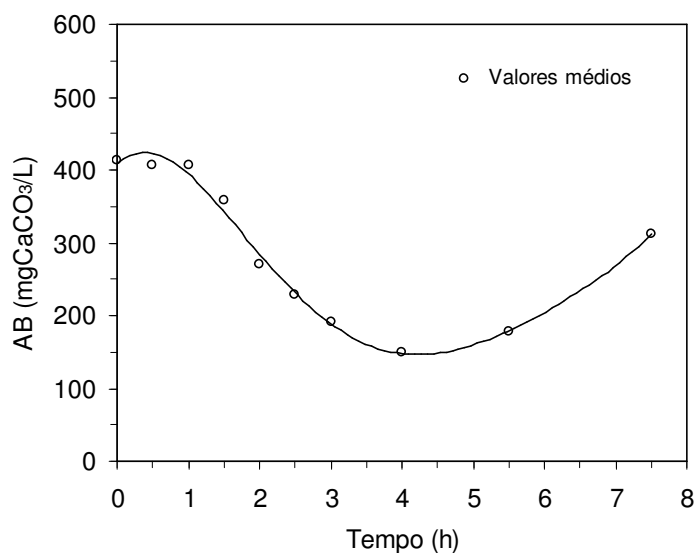


Figura 5.55 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada

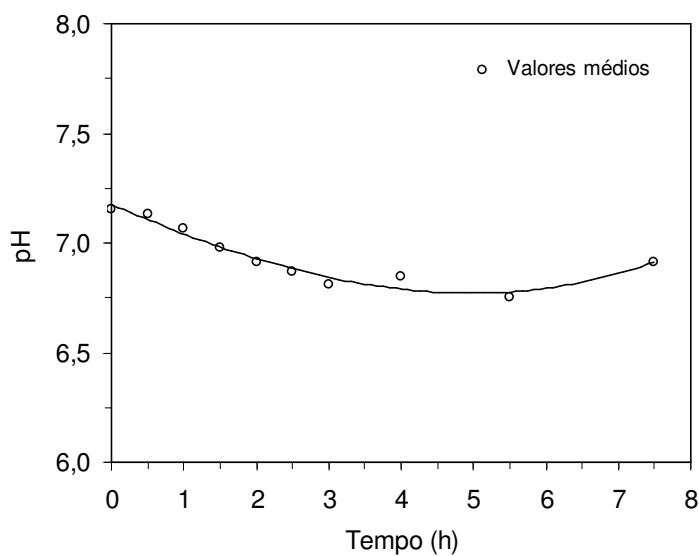


Figura 5.56 – Perfil de pH na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada

Na Tabela 5.30 comparam-se os resultados dos perfis de concentração de ácidos voláteis totais desta condição (Figuras 5.53 e 5.54) com os perfis da condição anterior (Figuras 5.44 e 5.45), pelas duas metodologias (titulométrica e cromatográfica) utilizadas. Observa-se que a condição atual apresentou um valor máximo de concentração de AVT 1,9 vezes superior em relação ao da condição anterior e um valor residual, desta concentração, 5,5 vezes superior, quando comparam-se os resultados obtidos pelo método titulométrico. Com relação ao método cromatográfico os valores máximos foram próximos, porém o valor residual foi cerca de 5 vezes superior para a condição atual. Com relação à alcalinidade a bicarbonato a condição atual apresentou um valor 1,8 vezes inferior em relação ao da condição anterior. Isto ocorreu no final da etapa de alimentação em batelada alimentada. O maior valor de alcalinidade para a condição atual ocorreu no final do ciclo e foi cerca de 2,3 vezes inferior ao da condição anterior. Estes resultados mostram que a estratégia utilizada na condição anterior foi mais favorável para operação do ASBBR.

Tabela 5.30 – Comparação da concentração de AVT e de AB para as condições com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada e 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L) – Alimentação em batelada alimentada

Alimentação	C _{AVT} (titulométrico)		C _{AVT} (cromatográfico)		AB	
	mgHAc/L		mgHAc/L		mgCaCO ₃ /L	
	máximo	residual	máximo	residual	mínimo	máximo
B/BA	308	77	105,5	19,6	354	705
BA	598	425	127,5	104,8	192	311

* B – batelada; BA – batelada alimentada

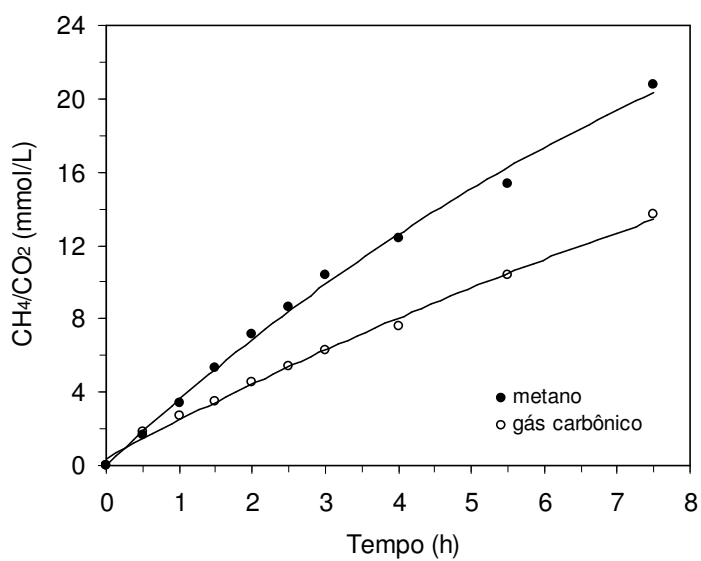


Figura 5.57 – Perfis de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada

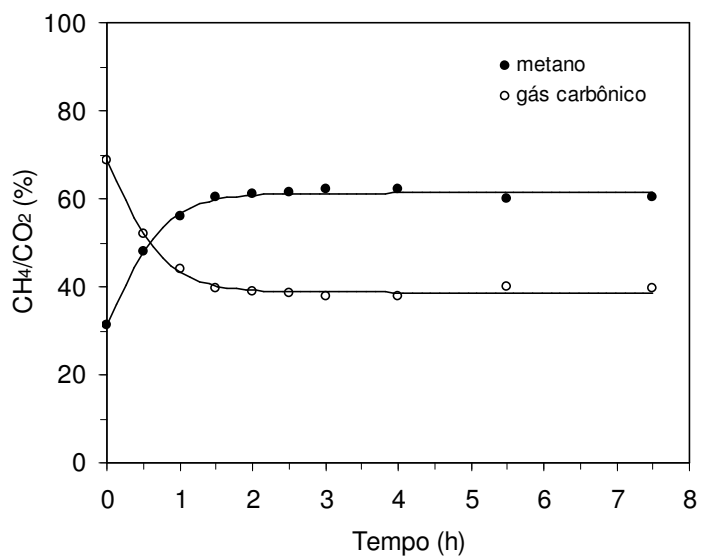


Figura 5.58 – Perfis de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada

5.7. Eficiência e estabilidade do sistema submetido a diferentes condições

5.7.1. Operação do ASBBR com 500, 1000, 2000 e 4000 mgDQO/L

O ASBBR com agitação mecânica, tratando água residuária de uma indústria de produtos de higiene pessoal foi submetido a quatro diferentes condições experimentais. As Tabelas 5.31 e 5.32 apresentam os valores médios das principais variáveis monitoradas para todas as condições implementadas. C_A é a concentração de matéria orgânica do afluente, COV é a carga orgânica volumétrica, C_{ST} é a concentração de matéria orgânica do efluente não filtrado, C_{SS} é a concentração de matéria orgânica do efluente filtrado, ϵ_T e ϵ_S são as eficiências de remoção de substrato não filtrado e filtrado, V é o volume tratado por ciclo, AB é a alcalinidade a bicarbonato, C_{AVT} é a concentração de ácidos voláteis totais, SST é a concentração de sólidos em suspensão totais e SSV é a concentração de sólidos em suspensão voláteis.

Tabela 5.31 – Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente

C_A (mgDQO/L)	COV (gDQO/L.d)	C_S (mgDQO/L)		ϵ (%)		V (L)
		C_{ST}	C_{SS}	ϵ_T (%)	ϵ_S (%)	
534 ± 23	1,6	80 ± 20	67 ± 22	85 ± 4	88 ± 4	$2,46 \pm 0,06$
1035 ± 142	3,1	129 ± 60	98 ± 43	88 ± 6	91 ± 4	$1,93 \pm 0,13$
1918 ± 216	5,8	244 ± 126	199 ± 118	87 ± 7	90 ± 6	$1,86 \pm 0,05$
3992 ± 395	12,0	485 ± 229	413 ± 235	90 ± 3	92 ± 2	$1,88 \pm 0,05$

* os valores para $C_A = 3992 \pm 395$ mgDQO/L foram obtidos na *Etapa I* até o 33º dia de operação

Tabela 5.32 – Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente

C_A (mgDQO/L)	AB		C_{AVT}		SST		SSV	
	(mgCaCO ₃ /L)		(mgHAc/L)		(mg/L)		(mg/L)	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
534 ± 23	161 ± 8	190 ± 2	41 ± 6	22 ± 1	-	-	-	-
1035 ± 142	204 ± 76	365 ± 118	34 ± 18	45 ± 21	37 ± 12	53 ± 4	22 ± 15	50 ± 8
1918 ± 216	753 ± 128	1085 ± 282	149 ± 122	87 ± 61	160 ± 62	76 ± 25	58 ± 17	74 ± 24
3992 ± 395	1205 ± 198	1518 ± 397	71 ± 30	137 ± 60	154 ± 45	143 ± 24	73 ± 17	107 ± 16

* os valores para $C_A = 3992 \pm 395$ mgDQO/L foram obtidos na *Etapa I* até o 33º dia de operação

Na primeira condição de operação, o ASBBR foi preenchido com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano. A seguir, o reator foi operado em bateladas sequenciais a 30°C, em ciclos de 8 horas, durante 12 dias (36 ciclos) tratando *Água Residuária Sintética (AR-S)* com concentração de matéria orgânica de 534 ± 23 mgDQO/L (1,6 gDQO/L.d).

Foi possível observar que em um curto período de tempo (12 dias) o sistema apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, valores reduzidos de concentração de ácidos voláteis e uma eficiência relativamente elevada de remoção em termos de amostras filtradas ($\epsilon_s = 88 \pm 4\%$) foi atingida. Desta forma, concluiu-se que a biomassa encontrava-se adaptada nas condições de operação em bateladas sequenciais tratando esgoto sintético. Ressalta-se que o sistema foi operado nesta condição visando adaptar a biomassa e visando, também, comparar os resultados com o de trabalhos realizados no Laboratório de Engenharia Bioquímica da EEM/IMT, nas mesmas condições e utilizando-se sistemas semelhantes.

Na segunda condição o ASBBR foi operado por 98 dias (294 ciclos), tratando *AR-IPHP-II* com concentração de 1035 ± 142 mgDQO/L (3,1 gDQO/L.d). A operação foi dividida em cinco etapas (*Etapas I a V*) conforme apresentado na Figura 5.59. Na *Etapas I*, o reator foi operado por 14 dias (42 ciclos) tratando *AR-IPHP-II* sendo utilizado como fonte de nitrogênio o extrato de carne, apresentando uma eficiência elevada de remoção em termos de amostras filtradas ($\epsilon_s = 91 \pm 1\%$). No 15º dia de operação, teve início a *Etapas II*, na qual o reator foi operado por 46 dias (138 ciclos) tratando *AR-IPHP-II* sendo utilizado como fonte de nitrogênio a uréia. A substituição da fonte de nitrogênio foi realizada com intuito de reduzir os custos de tratamento da *AR-IPHP-II*, já que o valor comercial do extrato de carne é relativamente alto, em relação à uréia. A partir do 36º dia de operação houve diminuição da eficiência de remoção e o sistema não apresentou estabilidade. A partir do 58º dia de operação a *AR-IPHP-II* foi substituída por *AR-S* na expectativa que houvesse o restabelecimento da eficiência de remoção do sistema. Desta forma na *Etapas III*, o reator foi operado por 9 dias (27 ciclos) tratando *AR-S*. Com o restabelecimento da eficiência de remoção em termos de amostras filtradas ($\epsilon_s = 94 \pm 0,2\%$) alterou-se o afluente. Desta forma, o ASBBR foi operado, na *Etapas IV*, por 17 dias (51 ciclos) tratando *AR-IPHP-II* sendo utilizado como fonte de nitrogênio o extrato de carne. Nesta etapa optou-se por utilizar o extrato de carne, visto que este é uma fonte de nitrogênio nutricionalmente mais completa que

a uréia no intuito de deixar o sistema mais robusto.

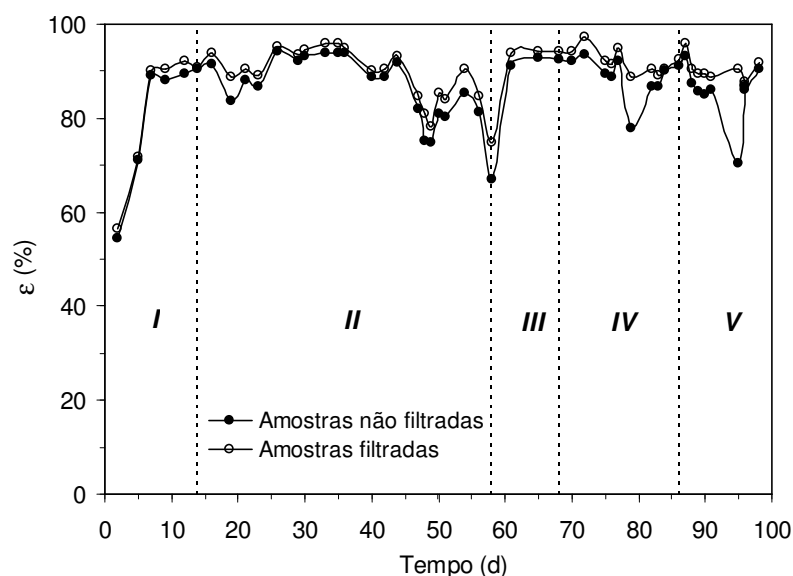


Figura 5.59 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L (I e IV: AR-IPHP-II e extrato de carne (fonte N); II e V: AR-IPHP-II e uréia (fonte N); III: AR-S)

Na *Etapa IV* foi necessário aumentar a suplementação de alcalinidade de 0,2 para 0,3 gNaHCO₃/L do 72º ao 79º dia de operação, uma vez que houve diminuição no pH do sistema. A partir do 79º dia de operação houve novo aumento, de 0,3 para 0,4 gNaHCO₃/L sendo o sistema operado com tal suplementação até o 83º dia de operação. A seguir novo aumento se fez necessário, de 0,4 para 0,5 gNaHCO₃/L. O sistema foi operado por 4 dias apresentando eficiência de remoção em termos de amostras filtradas de 93%.

Na *Etapa V*, o reator foi operado por 12 dias (36 ciclos) tratando AR-IPHP-II utilizando como fonte de nitrogênio a uréia e mantendo a suplementação de alcalinidade em 0,5 gNaHCO₃/L. Desta forma, foram restabelecidas as condições de operação da *Etapa II*, isto é, anterior à diminuição de eficiência de remoção. Ressalta-se que se trata de um afluente de indústria de produtos de higiene pessoal e os lotes, da mesma, foram analisados somente em termos de concentração de matéria orgânica. Assim, possivelmente, a queda de eficiência na *Etapa II* tenha sido ocasionada por alterações na composição dos lotes.

Na *Etapa V* o sistema apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, valores reduzidos de concentração de ácidos voláteis no efluente (49 ± 7 mgHAc/L) e uma eficiência elevada de remoção em termos de amostras filtradas ($\epsilon_s = 90 \pm 3\%$) foi atingida. Desta forma observa-se que foi possível tratar água residuária

proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal, com concentração de 1000 mgDQO/L, suplementada com sacarose, uréia, solução de sais e alcalinidade (0,5 gNaHCO₃/L) no ASBBR.

Na terceira condição o ASBBR foi operado por 114 dias (342 ciclos), tratando *AR-IPHP-II* com concentração de 1918 ± 216 mgDQO/L (5,8 gDQO/L.d) e suplementada com a uréia, como fonte de nitrogênio. A operação foi dividida em oito etapas (*Etapas I a VIII*) conforme apresentado na Figura 5.60. Na *Etapas I*, o reator foi operado por 24 dias (72 ciclos) durante, a qual, o sistema não apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente. A partir do 24º dia de operação adotou-se a estratégia de substituir a *AR-IPHP-II* por *AR-S* visando melhorar o desempenho do sistema. Desta forma, na *Etapas II*, o sistema foi operado por 8 dias (24 ciclos) tratando *AR-S* apresentado melhora na eficiência de remoção. Obteve-se um valor elevado de eficiência remoção em termos de amostras filtradas ($\epsilon_s = 95 \pm 5\%$). Estes resultados positivos permitiram voltar a alimentar o ASBBR com água residuária industrial na *Etapas III*. Outra estratégia adotada, nesta etapa, foi a de aumentar a concentração da *AR-IPHP-II* gradativamente, visando não submeter o sistema a uma condição que poderia ser de estresse. Desta forma o ASBBR foi operado por 5 dias (15 ciclos) tratando *AR-IPHP-II* com 1000 mgDQO/L sendo obtido um valor elevado de eficiência remoção em termos de amostras filtradas ($\epsilon_s = 97 \pm 2\%$). Estes resultados positivos permitiram aumentar a concentração da *AR-IPHP-II* para 2000 mgDQO/L na *Etapas IV*, na qual o ASBBR foi operado por 32 dias (96 ciclos).

Durante o período de operação na *Etapas IV*, 32 dias, o sistema não apresentou valores estáveis de eficiência de remoção, diminuindo os valores principalmente nos últimos dias de operação desta etapa. Adotou-se, novamente, a estratégia de substituir a *AR-IPHP-II* por *AR-S*. Desta forma, a *Etapas V*, constou em operar o ASBBR por 14 dias (42 ciclos) tratando *AR-S*.

Com a estratégia adotada na *Etapas V* observa-se que o sistema apresentou um valor elevado de eficiência remoção em termos de amostras filtradas ($\epsilon_s = 95 \pm 3\%$). Estes resultados positivos permitiram voltar a operar o ASBBR com *AR-IPHP-II*. Desta vez, optou-se também por submeter o sistema a uma concentração de 2000 mgDQO/L de *AR-IPHP-II*, sem adotar a estratégia da *Etapas III*, isto é, sem aumentar gradativamente a concentração do afluente. Assim, na *Etapas VI* o ASBBR foi operado por 4 dias (12 ciclos) tratando *AR-IPHP-II* com 2000 mgDQO/L. Houve diminuição, novamente, na eficiência de remoção. A estratégia de não aumentar gradativamente a concentração da *AR-IPHP-II*, como na *Etapas*

III, não forneceu bons resultados. Visando melhorar a eficiência do sistema, na *Etapa VII*, diminui-se a concentração da *AR-IPHP-II* para 1000 mgDQO/L sendo o sistema operado por 3 dias (9 ciclos). Observou-se, também, que houve diminuição no volume de efluente para 1,58 L. Esta diminuição foi ocasionada pela compactação do leito de espuma de poliuretano. Desta forma, foi necessário desmontar o reator e descompactar o leito.

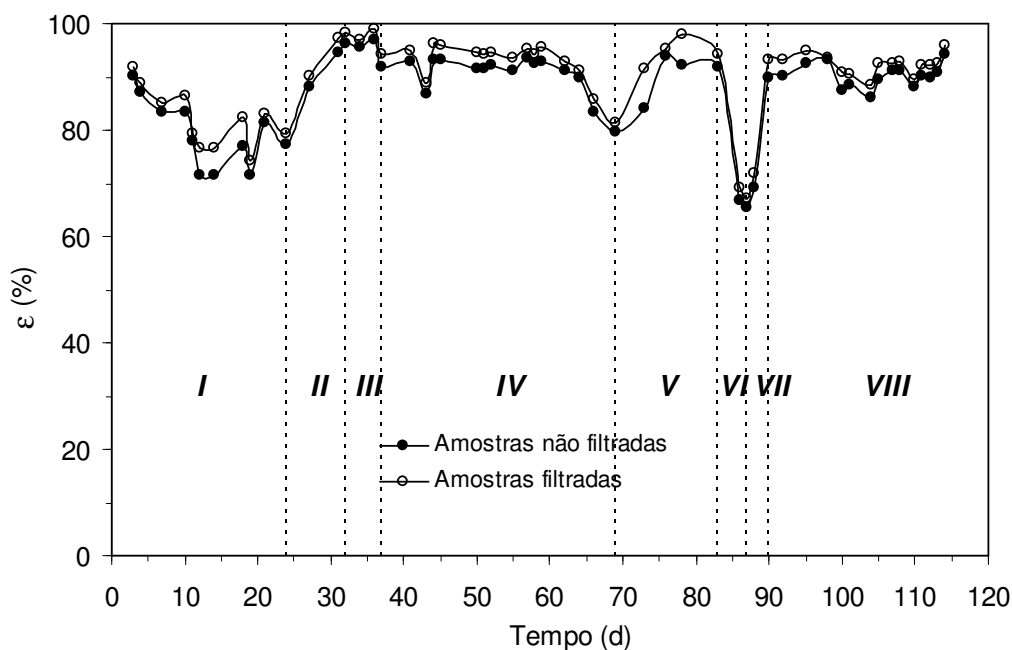


Figura 5.60 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L
(I, IV, VI e VIII: *AR-IPHP-II* - 2000 mgDQO/L; II e V: *AR-S*;
III e VII: *AR-IPHP-II* - 1000 mgDQO/L)

Com a estratégia adotada na *Etapa VII* houve melhora na eficiência de remoção em termos de amostras filtradas sendo obtida uma eficiência de remoção de 95% no terceiro dia de operação na referida condição. Desta forma, aumentou-se a concentração da *AR-IPHP-II* para 2000 mgDQO/L, na *Etapa VIII*, sendo o ASBBR operado, nesta condição, por 24 dias (72 ciclos). O sistema apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, valores reduzidos de concentração de ácidos voláteis no efluente (58 ± 16 mgHAc/L) e uma eficiência elevada de remoção em termos de amostras filtradas ($\epsilon_s = 92 \pm 2\%$) foi atingida. Assim, observa-se que foi possível tratar água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal, com concentração de 2000 mgDQO/L, suplementada com sacarose, uréia, solução de sais e alcalinidade

(1,0 gNaHCO₃/L) no ASBBR.

Na quarta condição o ASBBR foi operado por 65 dias (195 ciclos), tratando *AR-IPHP-II*, com concentração de 3992 ± 395 mgDQO/L (12,0 gDQO/L.d), suplementada com a uréia, como fonte de nitrogênio. A operação foi dividida em seis etapas (*Etapas I a VI*) conforme apresentado na Figura 5.61.

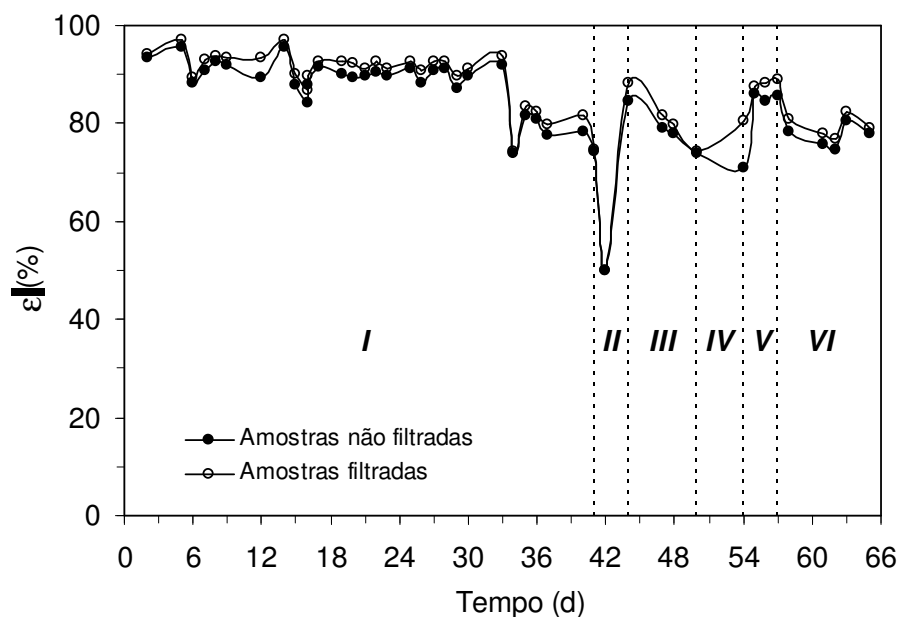


Figura 5.61 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 4000 mgDQO/L (*I, III, e VI*: 4000 mgDQO/L; *II e V*: 2000 mgDQO/L; *IV*: 1000 mgDQO/L)

Na *Etapas I*, o reator foi operado por 41 dias (123 ciclos) tratando *AR-IPHP-II* com concentração de 4000 mgDQO/L apresentando eficiência média de remoção, em termos de amostras filtradas, de $92 \pm 2\%$ até o 33º dia de operação. No 34º dia de operação a eficiência de remoção diminuiu para 74%, sendo esta queda inicialmente ocasionada devido ao sistema permanecer sem agitação, por problemas com a de interrupção de energia elétrica. A eficiência média do sistema, do 34º dia até o 41º dia de operação, foi de $79 \pm 4\%$. Esperava-se que houvesse retomada da eficiência para os valores médios apresentados pelo ASBBR anteriores a perturbação do mesmo. Como tal fato não foi concretizado procedeu-se de forma análoga a das condições já apresentadas, isto é, optou-se por diminuir, na *Etapas II*, a concentração da *AR-IPHP-II* para 2000 mgDQO/L. Após 3 dias (9 ciclos) de operação a resposta do sistema foi favorável apresentado, no 44º dia de operação, eficiência média de remoção de 88%, alcalinidade a bicarbonato de 743 mgCaCO₃/L, concentração de ácidos

voláteis totais de 43 mgHAc/L e pH de 7,2.

Considerando que o sistema já estava apto para tratar a mesma concentração de água residuária da *Etapa I*, aumentou-se a concentração do afluente para 4000 mgDQO/L, na *Etapa III*. Novamente houve queda de eficiência de remoção média para $79 \pm 4\%$ durante a operação por 6 dias (18 ciclos) nesta etapa. A seguir optou-se por diminuir a concentração da *AR-IPHP-II* e à medida que o sistema respondesse favoravelmente aumentar esta concentração gradativamente, procedimento já seguido nas condições anteriores. Desta forma, na *Etapa IV*, o sistema operou por 4 dias (12 ciclos) com concentração de 1000 mgDQO/L e na *Etapa V* por 3 dias (9 ciclos) com concentração de 2000 mgDQO/L apresentando no final desta etapa eficiência média de remoção de $88 \pm 1\%$. Na sequência aumentou-se a concentração da água residuária, na *Etapa VI* para 4000 mgDQO/L observando-se que o sistema apresentou a mesma eficiência do final da *Etapa I* e da *Etapa III*, isto é, $79 \pm 2\%$ após 8 dias (24 ciclos) de operação.

Analizando o comportamento do ASBBR tratando água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal com concentração de 4000 mgDQO/L verificou-se que: (i) o sistema operou de forma estável e eficiente por 33 dias, apresentado eficiência média de remoção de $92 \pm 2\%$; (ii) após 33 dias de operação houve queda de eficiência de remoção para $79 \pm 4\%$; (iii) a estratégia de diminuir a concentração da *AR-IPHP-II* alimentada ao ASBBR (*Etapas II, IV e V*) até que houvesse recuperação de eficiência do sistema para então aumentar esta concentração gradativamente foi efetiva, uma vez houve recuperação da eficiência do sistema para valores próximos a 90%; (iv) o sistema apresentou queda de eficiência, para 79%, (*Etapas III e VI*) quando foi alimentado, novamente, com concentração de 4000 mgDQO/L.

A dificuldade em manter a eficiência de remoção, de aproximadamente 90%, alimentando-se o ASBBR com uma concentração de 4000 mgDQO/L pode estar relacionada a grande variação na concentração de matéria orgânica dos lotes da *AR-IPHP*, conforme apresentado no item 5.1 (22892 ± 23409 mgDQO/L). A indústria de produtos de higiene pessoal adotava o processo de sanificação (equipamentos e pisos, etc.) que implicava na presença de agentes sanificantes comerciais na sua água residuária. A concentração residual destes agentes sanificantes para os lotes da *AR-IPHP* com concentrações de matéria orgânica elevadas provavelmente causaram maior impacto. Desta forma para concentração inferior a 4000 mgDQO/L a presença destes agentes não implicou em problemas para o tratamento do afluente.

Ressalta-se, desta forma, que na implantação do processo de tratamento, utilizando a configuração do ASBBR em questão, deve-se ter cuidado com a presença de resíduos de agentes sanitizantes, cuja ação pode ser potencializada à medida que se aumenta a concentração destes na água residuária.

Diante do exposto, na continuidade da execução das etapas do projeto optou-se por diminuir a concentração da água residuária para 3000 mgDQO/L visando dar continuidade ao estudo da estabilidade e eficiência do ASBBR tratando água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal.

5.7.2. Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L

O ASBBR com agitação mecânica, tratando água residuária de uma indústria de produtos de higiene pessoal foi submetido a quatro diferentes condições experimentais. As Tabelas 5.33 e 5.34 apresentam os valores médios das principais variáveis monitoradas para todas as condições implementadas. C_A é a concentração de matéria orgânica do afluente, COV é a carga orgânica volumétrica, C_{ST} é a concentração de matéria orgânica do efluente não filtrado, C_{SS} é a concentração de matéria orgânica do efluente filtrado, ϵ_T e ϵ_S são as eficiências de remoção de substrato não filtrado e filtrado, V é o volume tratado por ciclo, AB é a alcalinidade a bicarbonato, C_{AVT} é a concentração de ácidos voláteis totais, SST é a concentração de sólidos em suspensão totais e SSV é a concentração de sólidos em suspensão voláteis.

Tabela 5.33 – Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente

AR-IPHP	C_A	COV	C_S (mgDQO/L)		ϵ (%)		V (L)
	(mgDQO/L)	(gDQO/L.d)	C_{ST}	C_{SS}	ϵ_T	ϵ_S	
AR-IPHP-II	3144 ± 176	*9,4	294 ± 123	253 ± 128	91 ± 4	92 ± 4	1,99 ± 0,01
	3007 ± 34	*9,0	104 ± 18	61 ± 6	96 ± 1	98 ± 1	2,00 ± 0,01
AR-IPHP-I	3035 ± 71	**9,2	246 ± 137	205 ± 130	92 ± 5	93 ± 4	1,91 ± 0,07
	5944 ± 147	***9,0	710 ± 135	636 ± 127	83 ± 3	84 ± 3	1,01 ± 0,03

AR-IPHP: Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal

Alimentação do afluente em: * batelada; **batelada seguida de batelada alimentada; *** batelada alimentada

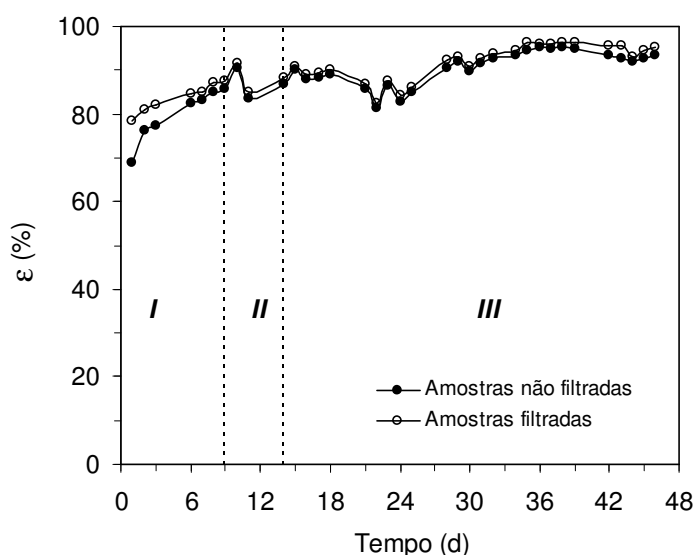
Condição com 3035 mgDQO/L: valores médios obtidos nas *Etapas I e III* da referida condição

Tabela 5.34 – Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente

<i>AR-IPHP</i>	C_A (mgDQO/L)	AB (mgCaCO ₃ /L)		C_{AVT} (mgHAc/L)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
<i>AR-IPHP-II</i>	3144 ± 176	569 ± 49	382 ± 67	38 ± 8	19 ± 6
	3007 ± 34	667 ± 7	704 ± 7	37 ± 5	21 ± 5
<i>AR-IPHP-I</i>	3035 ± 71	651 ± 33	648 ± 65	47 ± 23	66 ± 39
	5944 ± 147	1053 ± 274	816 ± 291	168 ± 47	281 ± 99
	C_A (mgDQO/L)	SST (mg/L)		SSV (mg/L)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
<i>AR-IPHP-II</i>	3144 ± 176	46 ± 22	93 ± 34	25 ± 17	71 ± 26
	3007 ± 34	55 ± 10	92 ± 7	30 ± 6	74 ± 15
<i>AR-IPHP-I</i>	3035 ± 71	68 ± 21	94 ± 12	45 ± 20	82 ± 11
	5944 ± 147	90 ± 26	119 ± 24	58 ± 16	95 ± 7

AR-IPHP: Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal
 Condição com 3035 mgDQO/L: valores médios obtidos nas *Etapas I e III* da referida condição

Na primeira condição o ASBBR foi operado por 46 dias (138 ciclos), tratando *AR-IPHP-II*, com concentração de 3144 ± 176 mgDQO/L (9,4 gDQO/L.d) (suplementada com a uréia, como fonte de nitrogênio), alimentada em batelada, durante 10 minutos. A operação foi dividida em três etapas (*Etapas I a III*) conforme apresentado na Figura 5.62.

**Figura 5.62** – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-II – Alimentação em batelada

(*I*: 1000 mgDQO/L; *II*: 2000 mgDQO/L; *III*: 3000 mgDQO/L)

A *Etapa I* foi realizada em sequência da *Etapa VI* da condição anterior, portanto o ASBBR apresentava eficiência média de remoção de $79 \pm 2\%$ e concentração média de ácidos voláteis totais de 286 ± 29 mgHAc/L. Diante do exposto optou-se por operar, inicialmente o sistema com uma concentração reduzida de matéria orgânica (1000 mgDQO/L) duplicando a mesma à medida que o sistema apresentasse aumento de eficiência de remoção e redução de ácidos voláteis totais. Desta forma o ASBBR foi operado por 9 dias (27 ciclos) tratando *AR-IPHP-II* com 1000 mgDQO/L. Ressalta-se que nesta condição manteve-se a suplementação de alcalinidade da condição de 2000 mgDQO/L, isto é, $1,0 \text{ gNaHCO}_3/\text{L}$.

Na *Etapa I*, a eficiência média de remoção, em termos de amostras filtradas, aumentou para $85 \pm 3\%$ e concentração média de ácidos voláteis totais diminuiu para 25 ± 5 mgHAc/L sendo possível duplicar a concentração da água residuária na *Etapa II*, na qual o sistema operou por 6 dias (18 ciclos) apresentando aumento de eficiência média de remoção, em termos de amostras filtradas, para $88 \pm 3\%$. Estes resultados favoráveis levaram ao aumento da concentração da água residuária para 3000 mgDQO/L, na *Etapa III*, sendo o sistema operado por 31 dias (93 ciclos), utilizando-se como fonte de nitrogênio a uréia.

Na *Etapa III* o ASBBR apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, valores reduzidos de concentração de ácidos voláteis de 19 ± 6 mgHAc/L e uma eficiência elevada de remoção em termos de amostras filtradas de $92 \pm 4\%$. Desta forma observa-se que foi possível tratar água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal com concentração de 3000 mgDQO/L, suplementada com sacarose, uréia, solução de sais e alcalinidade ($1,0 \text{ gNaHCO}_3/\text{L}$).

Nas condições anteriores a água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal (*AR-IPHP*) foi suplementada com nutrientes e bicarbonato de sódio para tamponamento – passando a ser denominada *AR-IPHP-II*. Optou-se pela suplementação de nutrientes visando não prejudicar a biomassa uma vez que o afluente poderia não estar balanceado em termo dos mesmos.

Ressalta-se que nas condições de operação descritas a seguir o ASBBR foi alimentado com *AR-IPHP-I*, isto é, isenta dos nutrientes (sacarose, extrato de carne ou uréia e solução salina), suplementada, apenas, com bicarbonato de sódio.

Na segunda condição o ASBBR foi operado por 14 dias (42 ciclos), tratando *AR-IPHP-I*, com 3007 ± 34 mgDQO/L ($9,0 \text{ gDQO/L.d}$), suplementada apenas com bicarbonato de sódio ($1,0 \text{ gNaHCO}_3/\text{L}$). O sistema apresentou operação estável, conforme Figura 5.63, e

não houve diminuição na eficiência média de remoção ($98 \pm 0,2\%$) quando comparado com a condição anterior, na qual houve suplementação da água residuária industrial com os nutrientes citados anteriormente.

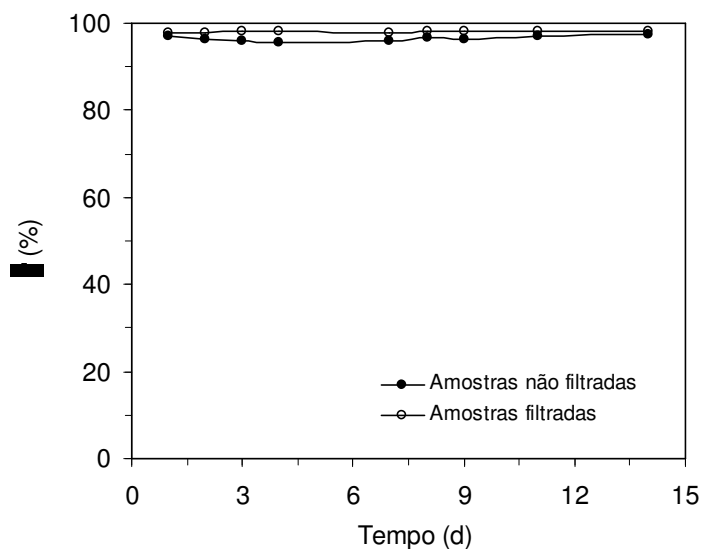


Figura 5.63 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada

Na terceira condição alterou-se a estratégia de alimentação da *AR-IPHP-I*, com 3035 ± 71 mgDQO/L ($9,2$ gDQO/L.d) suplementada apenas com alcalinidade ($1,0$ gNaHCO₃/L). A estratégia constou em alimentar 50% do volume (1 L) do afluente em batelada, durante 10 minutos, e 50% do volume (1 L) em batelada alimentada, durante 4 horas. O ASBBR foi operado por 35 dias (105 ciclos) em três etapas (*Etapas I a III*) conforme Figura 5.64.

Na *Etapas I* o ASBBR apresentou eficiência média de remoção de $98 \pm 0,2\%$ até o 9º dia de operação. Do 10º ao 17º dia a eficiência média de remoção foi de $94 \pm 1\%$. O sistema apresentou queda de eficiência do 18º ao 21º dia de operação. Diante do exposto no 21º dia de operação diminuiu-se a concentração do afluente para 1000 mgDQO/L, o que ocasionou aumento da eficiência no 22º dia de operação. Como o ASBBR respondeu de modo favorável aumentou-se novamente a concentração do afluente para 3000 mgDQO/L até o 25º dia de operação. Como o sistema apresentava tendência de diminuição de eficiência optou-se por diminuir, novamente a concentração do afluente para 1000 mgDQO/L, sendo o sistema operado por 4 dias (12 ciclos) na *Etapas II*. No final da *Etapas II* a eficiência de remoção média

era de $94 \pm 3\%$.

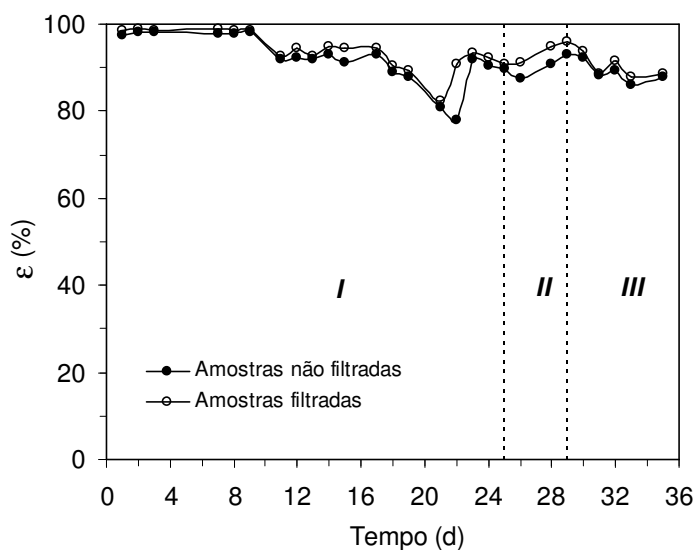


Figura 5.64 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L:
AR-IPHP-I – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada
 (I e III: 3000 mgDQO/L; II: 1000 mgDQO/L)

A seguir aumentou-se a concentração para 3000 mgDQO/L, na *Etapa III*, sendo o sistema operado por 6 dias (18 ciclos) apresentando eficiência de remoção média de $90 \pm 3\%$. Comparando-se os resultados de eficiência média de remoção desta condição ($90 \pm 3\%$) com a operação do ASBBR com *AR-IPHP-II*, com 3000 mgDQO/L, ($92 \pm 4\%$) observa-se que a eficiência foi praticamente a mesma.

Desta forma observa-se que foi possível tratar *AR-IPHP-I*, com 3000 mgDQO/L suplementada com alcalinidade ($1,0 \text{ gNaHCO}_3/\text{L}$), alimentando-se 50% do afluente em batelada e 50% em batelada alimentada.

Na quarta condição o reator, também, foi operado tratando *AR-IPHP-I*, com $5944 \pm 147 \text{ mgDQO/L}$ ($9,0 \text{ gDQO/L.d}$). A diferença em termos de operação em relação à condição anterior refere-se à estratégia de alimentação e descarga do sistema. Na condição anterior todo o efluente tratado era descarregado no final do ciclo enquanto nesta condição 50% do volume do efluente tratado era descarregado (1 L), permanecendo os outros 50% (1 L) no interior reator. No início de um novo ciclo 1,0 L (50% do volume) de afluente era alimentado em batelada alimentada durante as 4 primeiras horas do ciclo. Ressalta-se que o afluente apresentava concentração de, aproximadamente, 6000 mgDQO/L visando-se obter,

aproximadamente, 3000 mgDQO/L no interior do reator, após a diluição do afluente devido ao volume residual (1,0 L) mantido no reator. O ASBBR foi operado por 37 dias (111 ciclos) em quatro etapas (*Etapas I a IV*) conforme Figura 5.65.

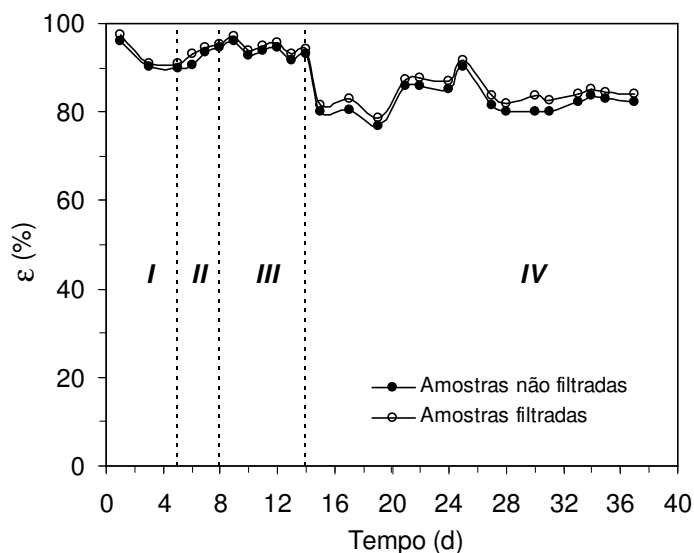


Figura 5.65 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada alimentada
 (I: 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L; II: 1000 mgDQO/L - $C_A = 2000$ mgDQO/L;
 III: 2000 mgDQO/L - $C_A = 4000$ mgDQO/L; IV: 3000 mgDQO/L - $C_A = 6000$ mgDQO/L)

Após 5 dias de operação, na *Etapa I*, na qual a concentração do afluente era de aproximadamente, 6000 mgDQO/L (visando obter, aproximadamente, 3000 mgDQO/L no interior do reator), optou-se por diminuir a concentração do afluente para 2000 mgDQO/L (visando obter, aproximadamente, 1000 mgDQO/L no interior do reator), na *Etapa II*, uma vez que houve aumento na concentração do efluente residual (de 173 para 567 mgDQO/L), diminuição nos valores de pH (de 7,50 para 6,97) e aumento dos valores de concentração de ácidos voláteis totais (de 51 para 206 mgHAc/L). Na *Etapa II*, o ASBBR operou por 3 dias, período necessário para que houvesse retomada dos valores das variáveis acima comentadas. Na *Etapa III*, aumentou-se a concentração do afluente para aproximadamente, 4000 mgDQO/L (visando obter, aproximadamente, 2000 mgDQO/L no interior do reator), sendo o sistema operado por 6 dias (18 ciclos) não havendo diminuição na eficiência de remoção.

Na *Etapa IV*, aumentou-se, novamente a concentração do afluente para,

aproximadamente, 6000 mgDQO/L (visando obter, aproximadamente, 3000 mgDQO/L no interior do reator), sendo o sistema operado por 23 dias (69 ciclos). O sistema apresentou oscilação nos valores de eficiência de remoção até o 25º dia de operação, apresentado após tal período valores estáveis de eficiência de remoção.

Observa-se que foi possível tratar *AR-IPHP-I*, 6000 mgDQO/L (visando obter 3000 mgDQO/L no interior do reator), suplementada com alcalinidade (1,0 gNaHCO₃/L), mantendo-se 50 % do volume tratado (1 L) no reator e alimentando-se 50% do afluente (1 L) em batelada alimentada durante 4 horas.

Comparando-se os valores médios de eficiência de remoção e de concentração de ácidos voláteis totais desta condição ($\epsilon_s = 84 \pm 3\%$ e $C_{AVT} = 281 \pm 99$ mgHAc/L) com a operação anterior ($\epsilon_s = 90 \pm 3\%$ e $C_{AVT} = 94 \pm 23$ mgHAc/L) e com a operação do ASBBR com *AR-IPHP-II*, com 3000 mgDQO/L, ($\epsilon_s = 92 \pm 4\%$ e $C_{AVT} = 19 \pm 6$ mgHAc/L) observa-se que houve diminuição na eficiência de remoção e aumento da concentração de ácidos voláteis totais no efluente para a estratégia de operação que consistiu em manter 50% do volume tratado de efluente no ASBBR e alimentar 50% de volume do afluente em batelada alimentada durante 4 horas.

5.7.3. Perfis ao longo do ciclo de operação do ASBBR com 1000 a 4000 mgDQO/L – Modelos I e II

Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais obtidos em duplicata, considerando-se as amostras filtradas, ao longo do ciclo de operação, para as condições de operação com 1000 a 4000 mgDQO/L. No ajuste do modelo foram consideradas duas alternativas: *Modelo I* – utilizou-se a concentração residual experimental de matéria orgânica, através da média dos dois últimos valores de concentração de ácidos voláteis totais dos dois perfis de cada condição (C_{SRE}), sendo este valor fixo obteve-se, portanto, somente o parâmetro cinético de primeira ordem; e *Modelo II* – permitiu o ajuste do parâmetro cinético de primeira ordem e da concentração residual de matéria orgânica (C_{SRA} – concentração residual ajustada de matéria orgânica).

As Figuras 5.66 e 5.67 apresentam os resultados dos perfis de concentração de matéria orgânica e de velocidade de reação obtidos para o ajuste dos *Modelos I e II*, respectivamente. A Tabela 5.35 apresenta os valores de concentração inicial experimental de matéria orgânica (C_{S0}), da concentração residual experimental de matéria orgânica (C_{SRE}), do parâmetro

cinético aparente de primeira ordem (k), da concentração residual ajustada de matéria orgânica (C_{SRA}), da velocidade média de reação (R_{SM}) além do respectivo valor do quadrado do coeficiente de correlação (R^2), obtidos do ajuste dos respectivos modelos cinéticos.

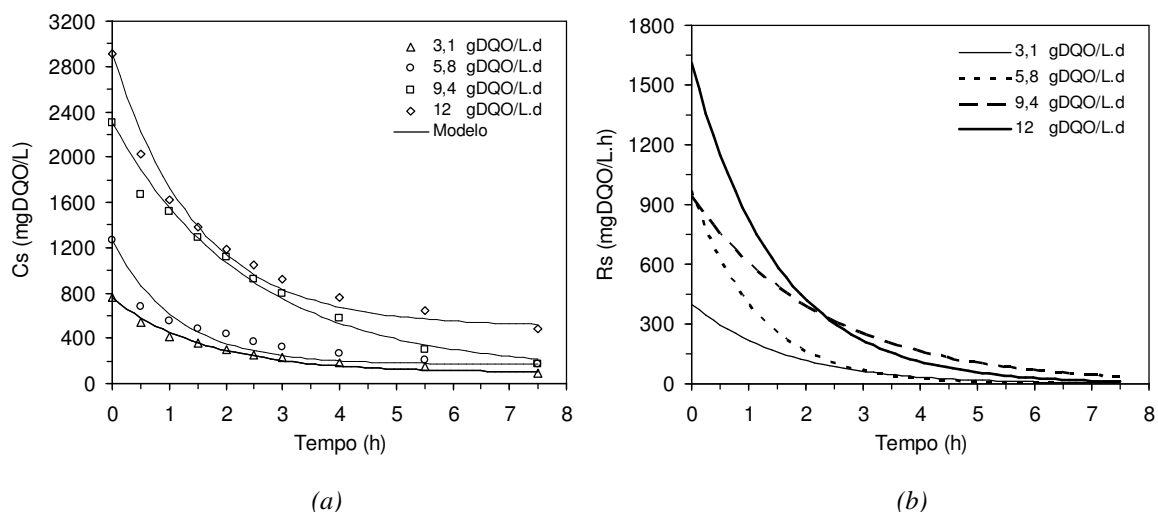


Figura 5.66 – Perfis de concentração de matéria orgânica (a) e das respectivas velocidades de reação (b) nas operações com 1000 a 4000 mgDQO/L e alimentação em batelada – *Modelo I*

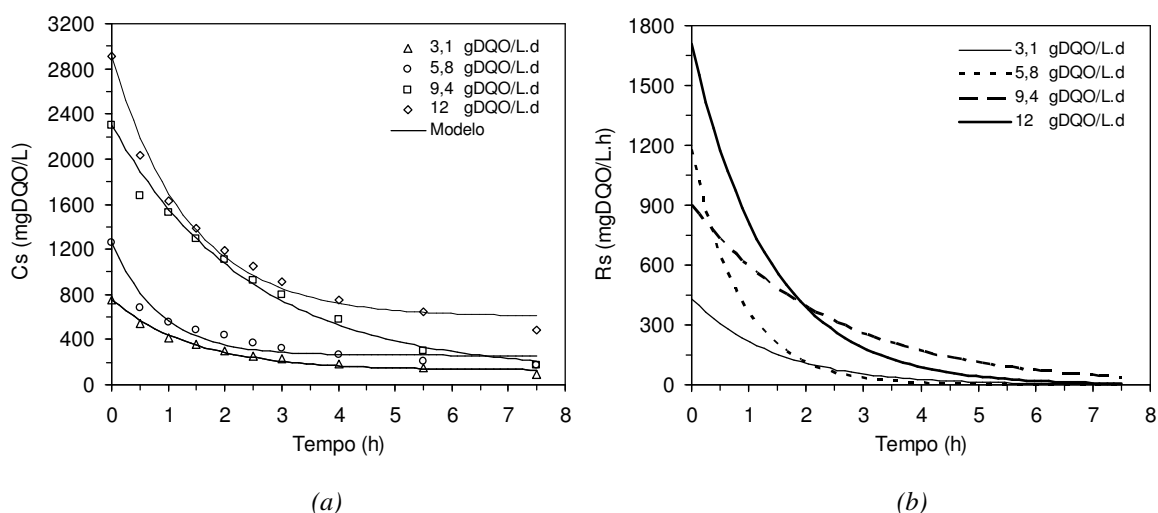


Figura 5.67 – Perfis de concentração de matéria orgânica (a) e das respectivas velocidades de reação (b) nas operações com 1000 a 4000 mgDQO/L e alimentação em batelada – *Modelo II*

Tabela 5.35 – Resumo do ajuste do modelo cinético de primeira ordem para as operações com 1000 a 4000 mgDQO/L e alimentação em batelada – *Modelos I e II*

<i>Modelo</i>		<i>I</i>				<i>II</i>			
COV (gDQO/L.d)	C _{SO} (mgDQO/L)	k _I (h ⁻¹)	C _{SRE} (mgDQO/L)	R _{SM} (mgDQO/L.h)	R ²	k _{II} (h ⁻¹)	C _{SRA} (mgDQO/L)	R _{SM} (mgDQO/L.h)	R ²
3,1	755	0,61	98	89	0,9845	0,69	129	86	0,9892
5,8	1261	0,89	170	152	0,9020	1,18	259	142	0,9246
9,4	2302	0,44	175	280	0,9764	0,41	111	285	0,9791
12,0	2909	0,67	507	329	0,9503	0,74	603	318	0,9538

Comparando-se os parâmetros cinéticos de primeira ordem obtidos pelos *Modelos I e II* (Tabela 5.35 e Figuras 5.66 e 5.67) observa-se que o comportamento foi semelhante para todas as COV estudadas. Com relação às concentrações residuais de matéria orgânica, os valores de concentrações residuais ajustadas de matéria orgânica (C_{SRA}) foram superiores aos valores obtidos experimentalmente (C_{SRE}), com exceção da operação com COV de 9,4 gDQO/L.d. Dessa forma, pode-se verificar que as diferenças entre os valores das concentrações residuais de matéria orgânica ajustadas e experimentais serão menores quanto maior for o período, no final de ciclo, de um valor aproximadamente constante da concentração residual de matéria orgânica. Ainda, com relação às velocidades médias de reação (R_{SM}), observa-se que os dois modelos apresentaram valores semelhantes.

Para ambos os modelos observa-se que com o aumento da COV de 3,1 para 5,8 gDQO/L.d houve aumento do parâmetro cinético e aumento na velocidade média de reação (R_{SM}). A condição de operação com COV de 5,8 gDQO/L.d foi a que resultou em um maior valor do parâmetro cinético.

O aumento da COV de 5,8 para 9,4 gDQO/L.d, entretanto, resultou em diminuição no parâmetro cinético, embora tenha ocorrido aumento na velocidade média de reação. Dessa forma, em relação ao *Modelo I* pode-se explicar tal comportamento de valores de C_{SRE} próximos (170 e 175 mgDQO/L) e valor de k_I menor (0,89 e 0,44 h⁻¹) com valor de velocidade de reação maior (152 e 280 mgDQO/L.h) pelo fato da concentração inicial de matéria orgânica ter sido maior (1261 e 2302 mgDQO/L) e a velocidade de reação ser proporcional à concentração de substrato. Para o *Modelo II* a justificativa é análoga, acrescentado-se o fato do valor de C_{SRA} ter sido menor (259 e 111 mgDQO/L), o que contribuiu para o aumento da velocidade (142 e 285 mgDQO/L.h).

Assim, deve-se destacar que a análise da variação do parâmetro cinético deve ser feita considerando-se também a variação do valor da concentração residual de matéria orgânica (pois na verdade é outro parâmetro do modelo cinético). Quando a concentração residual de matéria orgânica permanece aproximadamente constante, uma diminuição no parâmetro cinético indica uma possível inibição dos microrganismos, mesmo que a velocidade média seja maior, pois tal fato é decorrência da maior concentração inicial de matéria orgânica.

Neste contexto, a diminuição no parâmetro cinético, neste caso, provavelmente está relacionada à inibição do metabolismo anaeróbico, por constituintes presentes na água residuária da indústria de produtos de higiene pessoal. Outro ponto importante a ser considerado, foi o valor da concentração residual experimental de matéria orgânica (C_{SRE}) obtido nos perfis (Tabela 5.35) ter sido mais próximo ao valor médio obtido durante o monitoramento (C_{SS}) (Tabela 5.31 e Tabela 5.33) do que o valor ajustado (C_{SRA}) com o aumento da COV.

O aumento da COV de 5,8 para 12 gDQO/L.d também resultou em diminuição no parâmetro cinético, embora também tenha ocorrido aumento na velocidade média de reação. Novamente, tal comportamento ocorreu pelo aumento dos valores residuais de matéria orgânica experimental (C_{SRE}) e ajustada (C_{SRA}), bem como pela diferença entre os valores da concentração inicial de matéria orgânica. Assim, com uma concentração inicial de matéria orgânica maior tem-se uma maior velocidade de reação devido à proporcionalidade entre tais variáveis. Entretanto, com o aumento da concentração residual de matéria orgânica (que, como citado anteriormente, também é um parâmetro do modelo) a tendência é que o parâmetro cinético k também seja maior, pois o modelo cinético considera a diferença entre a concentração de matéria orgânica do meio e a residual, ou seja, $r_s = k \cdot (C_s - C_{SR})$. Dessa forma, o fato do parâmetro cinético ter diminuído a despeito do aumento da concentração residual de matéria orgânica indica uma possível inibição, pelo excesso de substrato, dos microrganismos com o aumento da concentração afluenta.

Analisando-se as condições de COV de 9,4 e 12,0 gDQO/L.d, verifica-se que houve um aumento no valor do parâmetro cinético e um aumento na concentração residual de matéria orgânica, embora o aumento do parâmetro cinético tenha sido menos significativo que o aumento da concentração residual de matéria orgânica. Além disso, também houve um aumento da velocidade média de reação. Nesse caso, não se pode concluir que houve uma diminuição do efeito de inibição com o aumento da carga orgânica, pois como mencionado anteriormente, o aumento do parâmetro cinético pode ser atribuído pelo significativo aumento

da concentração residual. Além disso, o aumento na velocidade da reação pode ser atribuído ao aumento da concentração inicial de matéria orgânica.

Ainda com relação às concentrações residuais de matéria orgânica, observa-se que a condição com COV de 12,0 gDQO/L.d foi a que apresentou o maiores valores (Tabela 5.35 e Figuras 5.66 e 5.67). Desta forma, estes resultados sugerem que o tempo do ciclo, de 8 horas, foi insuficiente para degradação desta porção residual, sendo necessário um aumento do mesmo.

Assim, a análise cinética mostrou-se importante na determinação do tempo da batelada necessário para garantir uma boa qualidade do efluente em termos de concentração de matéria orgânica.

5.7.4. Perfis ao longo do ciclo de operação do ASBBR com 1000 a 4000 mgDQO/L – *Modelo III*

Outro modelo cinético, também de primeira ordem, denominado *Modelo III*, foi ajustado aos valores experimentais para as operações com 1000 a 4000 mgDQO/L. No *Modelo III* considerou-se a existência de uma concentração residual tanto de matéria orgânica (C_{SR}), quanto de ácidos voláteis totais (C_{AVTR}). As Figuras 5.68 a 5.71 apresentam os resultados dos perfis de concentração de matéria orgânica (C_S), de concentração de ácidos voláteis totais (C_{AVT}) e de concentração de metano (C_M) obtidos do ajuste do *Modelo III*. Na sequência a Figura 5.72 apresenta os perfis de velocidade de reação e a Tabela 5.36 os valores de C_{SR} , C_{AVTR} , parâmetros cinéticos (k_{IS} , k_{1AVT} , k_{2AVT} e k_{2M}), velocidade média de reação (R_{SM}) além do respectivo valor do quadrado do coeficiente de correlação (R^2), para tratamento de água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal (AR-IPHP), para COV de 3,1 a 12,0 gDQO/L.d.

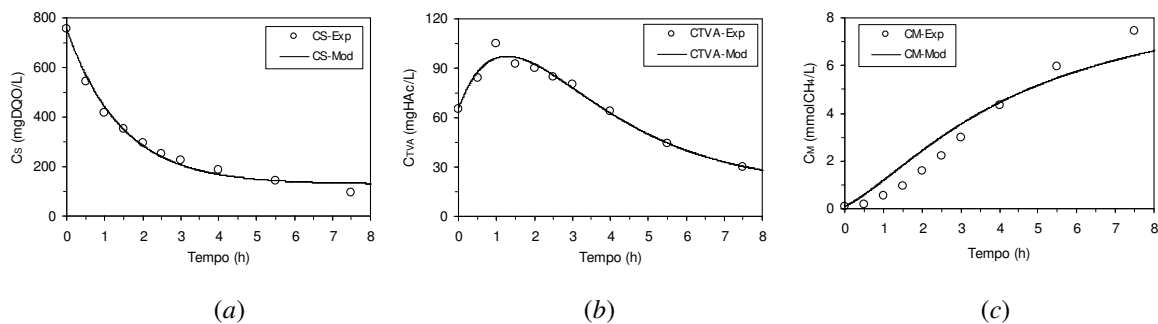


Figura 5.68 – Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 1000 mgDQO/L e alimentação em batelada – *Modelo III*

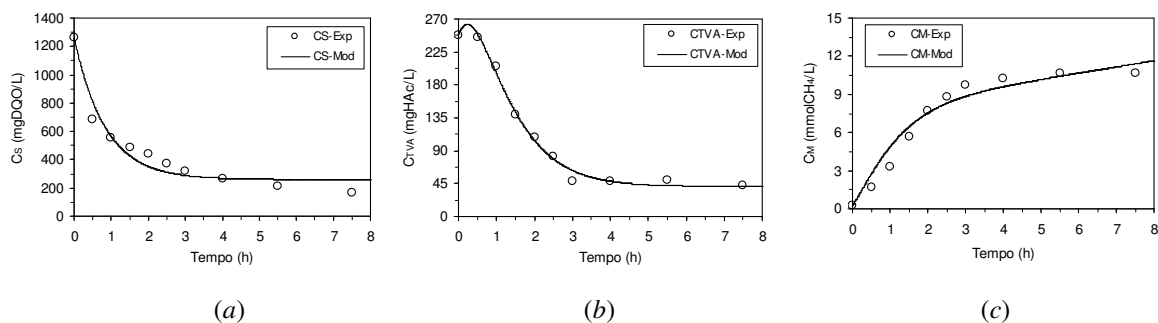


Figura 5.69 – Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada – *Modelo III*

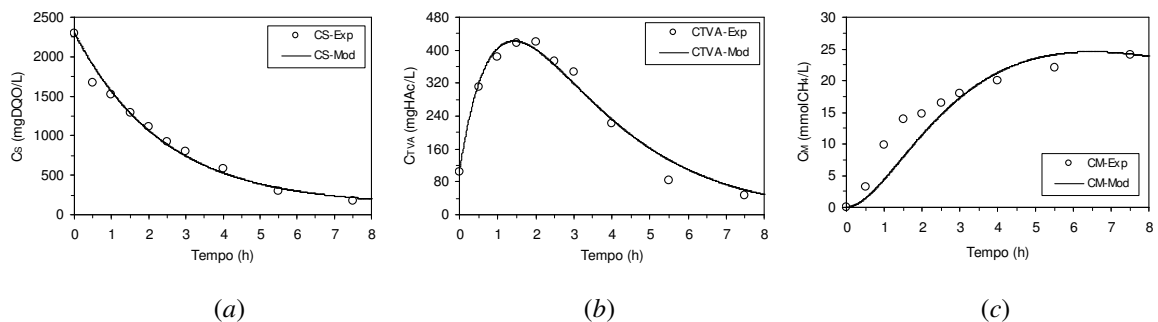


Figura 5.70 – Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada – *Modelo III*

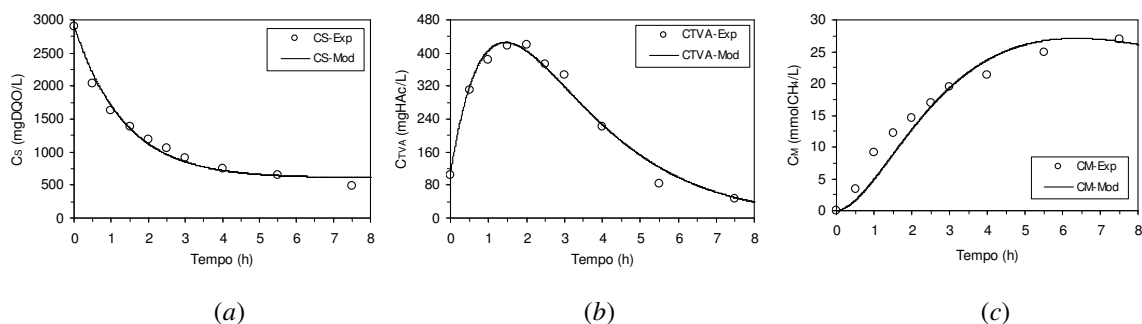


Figura 5.71 – Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 4000 mgDQO/L e alimentação em batelada – *Modelo III*

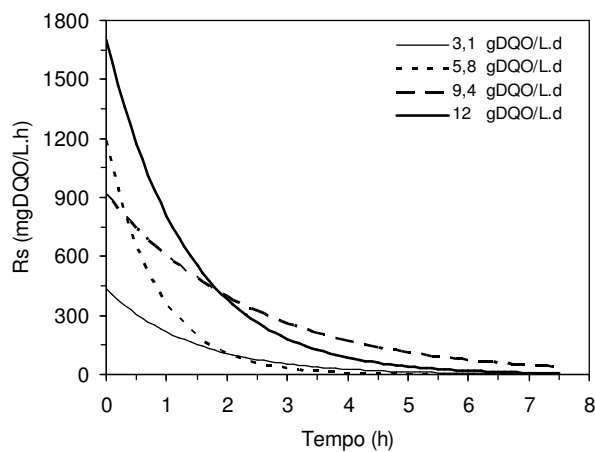


Figura 5.72 – Perfis de velocidade de reação nas operações com 3,1 a 12,0 gDQO/L.d e alimentação em batelada – *Modelo III*

Tabela 5.36 – Resumo do ajuste cinético no ASBBR tratando *AR-IPHP-II* com COV de 3,1 a 12,0 gDQO/L.d e alimentação em batelada – *Modelo III*

COV (gDQO/L.d)	k_{1S} (h ⁻¹)	k_{1AVT} (h ⁻¹)	k_{2AVT} (h ⁻¹)	k_{2M} (h ⁻¹)	C_{SR} (mgDQO/L)	C_{AVTR} (mgHAc/L)	R_{SM} (mgDQO/L.h)	R^2
3,1	0,70	0,13	0,44	0,013	130	18	86	0,9880
5,8	1,19	0,50	1,72	0,021	261	41	141	0,9852
9,4	0,42	0,32	0,91	0,022	121	0	285	0,9809
12,0	0,74	0,28	0,52	0,023	606	0	317	0,9898

Comparando-se os valores, obtidos pelo ajuste do *Modelo II* (Tabela 5.35) e do *Modelo III* (Tabela 5.36), dos parâmetros cinéticos de primeira ordem, das concentrações residuais de matéria orgânica e das velocidades médias de reação pode-se observar que foram praticamente iguais para todas as COV. O *Modelo III* apresentou um melhor ajuste, o que pode ser verificado pelos respectivos valores do quadrado do coeficiente de correlação (R^2).

Da mesma forma que ocorreu para a análise dos *Modelos I e II*, o fato da concentração residual de matéria orgânica do *Modelo III* (C_{SR}) também ter apresentado valores diferentes, principalmente para COV de 12,0 gDQO/L.d, dificultou a investigação entre a relação do aumento de concentração afluenta e a inibição dos microrganismos. Entretanto, com relação ao substrato (k_{IS} , C_{SR} e R_{SM}), pode-se fazer para o *Modelo III* exatamente a mesma análise dos resultados efetuada para os *Modelos I e II*. Vale destacar que o parâmetro cinético de consumo de substrato obtido pelo ajuste dos valores experimentais de ácidos voláteis totais (k_{IAVT} , C_{AVTR}) corrobora a análise anterior, a despeito das diferenças entre os valores residuais de ácidos voláteis totais, o que indica uma característica positiva desse modelo em relação aos anteriores.

A vantagem de investigação adicional do *Modelo III* em relação aos anteriores é a possibilidade da análise quanto ao consumo de ácidos voláteis totais (k_{2AVT} e C_{AVT}). Dessa forma, a despeito das diferenças nos valores residuais, pode-se verificar que a condição de COV igual a 5,8 gDQO/L.d foi a que resultou no maior parâmetro cinético. A justificativa do menor valor para COV de 3,1 gDQO/L.d pode ser dada pela menor disponibilidade de ácidos voláteis devido à menor concentração de matéria orgânica e, conseqüentemente, de carga orgânica. Por outro lado, a justificativa dos menores valores para COV de 9,4 e 12,0 gDQO/L.d pode ser dada pela possível inibição dos microrganismos devido aos elevados valores de ácidos voláteis resultantes da maior concentração de matéria orgânica e, conseqüentemente, de carga orgânica. Vale destacar que a análise do consumo de ácidos voláteis pelo parâmetro cinético ajustado aos dados experimentais de metano (k_{2M}) fica prejudicada pela dificuldade experimental de medida da concentração de biogás que é feita no “*head space*” do reator e pela hipótese de que tal parâmetro é proporcional à concentração da fase líquida, sendo essa uma desvantagem do *Modelo III*.

5.7.5. Perfis ao longo do ciclo de operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L – *Modelo III*

O *Modelo III*, utilizado para ajuste das condições com COV de 3,1 a 12,0 gDQO/L.d, também foi utilizado para ajuste dos valores experimentais para COV de 9,2 e 9,0 gDQO/L.d. As Figuras 5.73 e 5.74 apresentam os resultados dos perfis de concentração de matéria orgânica (C_S), de concentração de ácidos voláteis totais (C_{AVT}) e de concentração de metano (C_M) obtidas do ajuste do *Modelo III*. A Tabela 5.37 apresenta os valores de C_{SR} , C_{AVTR} , parâmetros cinéticos (k_{IS} , k_{1AVT} , k_{2AVT} e k_{2M}) além do respectivo valor do quadrado do coeficiente de correlação (R^2), para tratamento de água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal com COV de 9,2 e 9,0 gDQO/L.d.

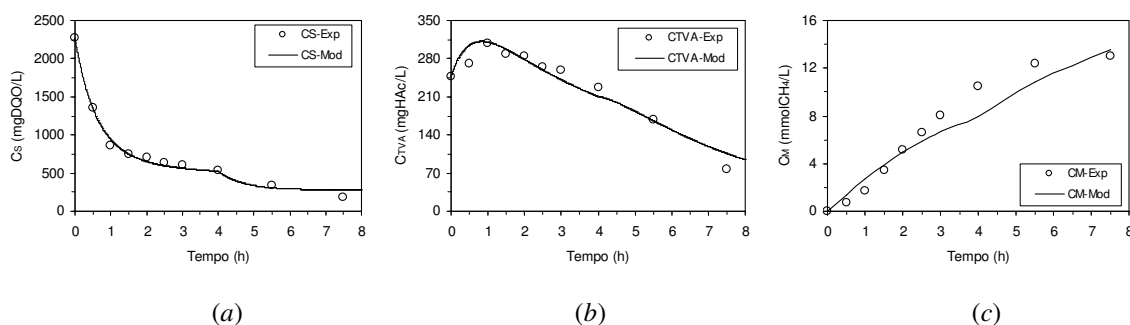


Figura 5.73 – Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada – *Modelo III*

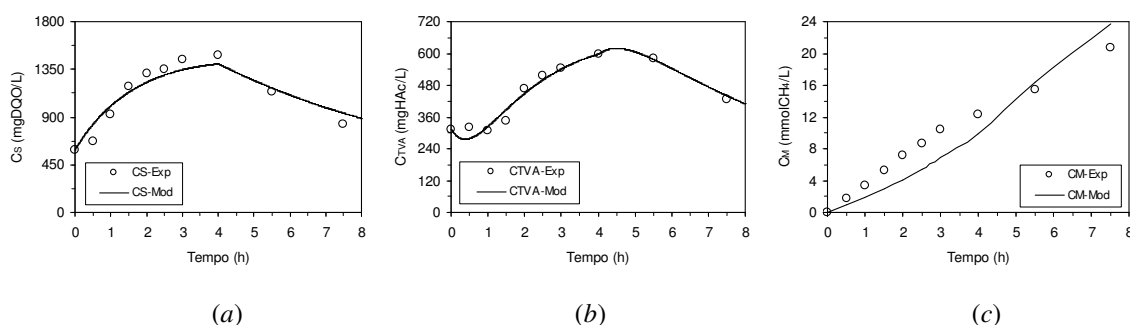


Figura 5.74 – Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L) e alimentação em batelada alimentada – *Modelo III*

Tabela 5.37 – Resumo do ajuste cinético no ASBBR tratando *AR-IPHP* na operação com 3000 mgDQO/L (COV de *9,4; **9,2 e ***9,0 gDQO/L.d) e alimentação em: batelada, em batelada seguida de batelada alimentada e em batelada alimentada – *Modelo III*

C_A (mgDQO/L)	COV (gDQO/L.d)	k_{IS} (h ⁻¹)	k_{1AVT} (h ⁻¹)	k_{2AVT} (h ⁻¹)	k_{2M} (h ⁻¹)	C_{SR} (mgDQO/L)	C_{AVTR} (mgHAc/L)	R ²
3144 ± 176	*9,4	0,42	0,32	0,91	0,021	121	0,0	0,9880
3035 ± 71	**9,2	1,46	0,15	0,23	0,010	282	0,0	0,9852
5944 ± 147	***9,0	0,15	0,86	1,48	0,007	248	0,0	0,9809

* – Operação em batelada (alimentação de 2 L em 10 min) com descarga de 2 L;

** – Operação em batelada (alimentação de 1 L em 10 min) seguida de batelada alimentada (alimentação de 1 L em 4 h) seguida de batelada com descarga de 2 L;

*** – Operação em batelada alimentada (alimentação de 1 L em 4 h) seguida de batelada com descarga de 1 L.

– Ensaios com tempo total de ciclo de 8 h.

Comparando-se a operação com COV de *9,4 gDQO/L.d (Tabela 5.37), na qual a alimentação foi realizada em batelada, com a operação com COV de **9,2 gDQO/L.d, na qual a estratégia de alimentação foi mista, isto é em batelada e batelada alimentada, observa-se que houve aumento no parâmetro cinético k_{IS} (de 0,42 para 1,46 h⁻¹) com alteração da estratégia de alimentação de batelada para estratégia mista, embora tenha ocorrido um aumento (menos significativo) no valor da concentração residual de matéria orgânica. Desta forma, pode-se observar que o fornecimento do substrato em duas etapas (metade em 10 min e a outra metade em 4 h) favoreceu a cinética em relação à uma possível inibição dos microrganismos. Conforme comentado anteriormente, o aumento da COV de 5,8 para *9,4 gDQO/L.d resultou em diminuição no parâmetro cinético, provavelmente relacionada à inibição do metabolismo anaeróbio por constituintes presentes na água residuária da indústria de produtos de higiene pessoal com o aumento da COV.

Comparando-se as condições de operação anteriores com COV de ***9,0 gDQO/L.d (Tabela 5.37), ou seja, para a mesma carga orgânica volumétrica imposta ao ASBBR alterando-se a estratégia de alimentação e a concentração afluente (de 3000 para 6000 mgDQO/L, aproximadamente), observa-se que houve diminuição no parâmetro cinético k_{IS} (de 1,46 para 0,15 h⁻¹) com a concentração residual de matéria orgânica permanecendo aproximadamente a mesma da condição com COV de **9,2 gDQO/L.d (248 e 282 mgDQO/L), respectivamente.

Conforme já apresentado, para COV de **9,2 gDQO/L.d, 50% do volume útil de meio

líquido contido no reator (1 L) foi alimentado em batelada, durante 10 minutos, e 50% restante (1 L) foi alimentado em batelada alimentada, durante 4 horas. Para COV de $9,0 \text{ gDQO/L.d}$, 50% do volume útil de meio líquido contido no reator (1 L) foi mantido no reator (volume residual diferente de zero) sendo o 50% restante (1 L) alimentado de afluente em batelada alimentada, durante 4 horas.

A diminuição do parâmetro cinético para COV de $9,0 \text{ gDQO/L.d}$, provavelmente está relacionada ao fornecimento lento do substrato (batelada alimentada de 4 horas) que favoreceu a cinética em relação à inibição dos microrganismos (ou seja, diminuiu o efeito dessa provável inibição), quando comparada a operação com COV de $9,4 \text{ gDQO/L.d}$, mas desfavoreceu em relação à concentração do substrato que foi baixa, e em relação ao fornecimento de alcalinidade, pois a velocidade de reação é proporcional a concentração de reagente. Ressalta-se que junto ao fornecimento de substrato há o fornecimento de alcalinidade ao sistema. Nas condições anteriores houve um fornecimento maior de alcalinidade uma vez que o dobro do volume de afluente foi renovado no reator (pois ao contrário da concentração de matéria orgânica que teve seu valor dobrado para manter a mesma carga orgânica aplicada, a concentração de alcalinidade permaneceu a mesma em todos os ensaios dessa etapa do trabalho).

Desta forma, a condição com COV de $9,2 \text{ gDQO/L.d}$ foi a mais favorável, apresentando o maior parâmetro cinético, conforme mostrado na Tabela 5.37. Vale ressaltar que embora esta condição apresente um valor de concentração residual de matéria orgânica do ajuste do *Modelo III* superior as demais, o valor obtido durante o monitoramento de concentração de matéria orgânica efluente (C_{ss}) para COV de $9,2 \text{ gDQO/L.d}$, conforme Tabela 5.33, foram inferiores (205 mgDQO/L) aos das condições com COV de $9,4$ (253 mgDQO/L) e $9,0 \text{ gDQO/L.d}$ (636 mgDQO/L).

A Tabela 5.38 apresenta os valores médios obtidos para operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L sendo a alimentação: (i) de 2,0 L de afluente em batelada durante 10 minutos (B), (ii) de 1,0 L de afluente em batelada durante 10 minutos seguida de 1,0 L em batelada alimentada durante 4 horas (B/BA), (iii) de 1,0 L de afluente em batelada alimentada durante 4 horas, sendo que 1,0 L havia permanecido no reator como volume residual (BA). Além disso, também são apresentados os valores de carga orgânica removida para amostras não filtradas (COR_{ST}) e filtradas (COR_{SS}) do efluente.

Tabela 5.38 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L com alimentação em: batelada (B), batelada seguida de batelada alimentada (B/BA) e em batelada alimentada (BA)

Variável/Alimentação	B	B/BA	BA
C _{ST} (mgDQO/L)	294 ± 123 (25)	246 ± 137 (23)	710 ± 135 (15)
ε _T (%)	91 ± 4 (25)	92 ± 5 (23)	83 ± 3 (15)
C _{SS} (mgDQO/L)	253 ± 128 (25)	205 ± 130 (23)	636 ± 127 (15)
ε _S (%)	92 ± 4 (25)	93 ± 4 (23)	84 ± 3 (15)
C _{AVT} (mgHAc/L)	19 ± 6 (8)	66 ± 39 (12)	281 ± 99 (8)
AB (mgCaCO ₃ /L)	382 ± 67 (8)	648 ± 65 (12)	816 ± 291 (8)
pH	7,4 ± 0,2 (8)	7,2 ± 0,2 (12)	7,5 ± 0,2 (8)
COR _{ST} (gDQO/L.d)	8,55	8,37	7,93
COR _{SS} (gDQO/L.d)	8,67	8,49	8,04

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

** Tempo operação: B: 31 dias; B/BA: 31 dias; BA: 23 dias

Analisando os resultados apresentados na Tabela 5.38 observa-se que houve diminuição na eficiência de remoção de matéria orgânica para a estratégia de alimentação em batelada alimentada (BA). Com relação à concentração de matéria orgânica no efluente em termos de amostras filtradas (C_{SS}) e não filtradas (C_{ST}), observa-se que houve diminuição, da mesma, quando se comparam as condições de alimentação em batelada (B) e mista (B/BA) e aumento, da mesma, quando se comparam as condições de alimentação em batelada (B) e em batelada alimentada (BA). Desta forma para a operação com 3000 mgDQO/L a alimentação mista foi a que apresentou melhores resultados de concentração residual de matéria orgânica.

Quando se comparam as condições de alimentação B/BA e BA observa-se, além do aumento de C_{SS} e de C_{ST}, uma ligeira queda nos valores de carga orgânica removida (COR_{ST} e COR_{SS}) para a condição de alimentação BA. Ressalta-se que na referida condição somente 50% do volume foi renovado durante o ciclo. Desta forma, a manutenção de um volume residual no reator, ao final de cada ciclo, causou uma queda na qualidade do efluente do reator.

Ainda com relação à condição com COV de 9,2 gDQO/L.d, observa-se na Figura 5.73 que, a partir de, aproximadamente, 6 horas do início do ciclo, a concentração de matéria orgânica permanece constante, restando apenas uma concentração residual, o que não ocorre com a condição com COV de 9,4 gDQO/L.d, na qual (Figura 5.70) esta concentração apresenta tendência de queda para o mesmo período, isto é, após 6 horas do início do ciclo. Desta forma, o tempo do ciclo poderia ser diminuído para a condição com COV de 9,2 gDQO/L.d. Esta condição apresenta a vantagem adicional quanto a flexibilidade de

operação do reator, já que metade do volume foi fornecido em batelada e a outra metade em batelada alimentada durante 4 horas. Desta forma, a concentração de substrato não foi tão baixa como na condição de alimentação em batelada alimentada somente (COV de 9,0 gDQO/L.d), que desfavoreceu a cinética, e não tão alta como na condição de alimentação em batelada somente (9,4 gDQO/L.d), que causou inibição.

De um modo geral, pode-se constatar que a eficiência de remoção foi próxima para todas as cargas orgânicas volumétricas impostas ao ASBBR, conforme mostrado na Figura 5.75. A única exceção foi para a COV de 9,0 gDQO/L.d, na qual houve diminuição de eficiência para 84%, embora o sistema apresentasse estabilidade.

Estes resultados mostram que o ASBBR é robusto e flexível. Tal fato é importante principalmente considerando que a geração de efluente depende do processo industrial, podendo apresentar flutuações consideráveis em termos de volume. Desta forma, nas condições em que o volume de efluente é considerado suficiente para alimentar o reator em um período curto, isto é, com alta vazão de alimentação, o sistema poderá ser operado em batelada. Em caso do volume gerado ser reduzido, este poderá ser alimentado ao reator com uma vazão reduzida, o que caracteriza uma alimentação em batelada alimentada, sem prejuízo para o sistema.

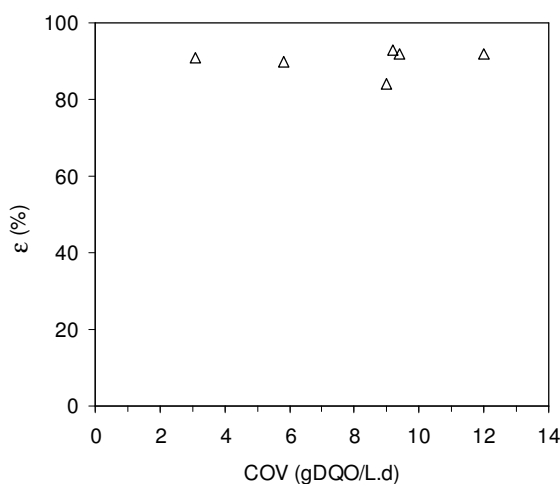


Figura 5.75 – Eficiência de remoção em função da COV para as condições implementadas

Ainda com relação à operação com COV de ***9,0 gDQO/L.d, ressalta-se que a concentração inicial média de matéria orgânica foi de 5944 mgDQO/L (Tabela 5.37). Nesta condição, o ASBBR não era completamente descarregado, restava 1,0 L de efluente tratado no reator após a descarga. Desta forma, após a alimentação da água residuária havia diluição

da mesma resultando em uma concentração próxima de 3000 mgDQO/L, o que mantinha a carga orgânica volumétrica em aproximadamente 9,0 gDQO/L.d. Para o ajuste cinético do *Modelo III* deve ser considerada a concentração inicial de matéria orgânica, de 5944 mgDQO/L, mas neste caso o modelo ajustado diferia muito dos valores experimentais. Tal discrepância não ocorreu quando se utilizou o valor de concentração inicial de matéria orgânica próximo de 3000 mgDQO/L. Neste caso, o modelo ajustado foi muito próximo aos valores experimentais. Desta forma, o ajuste do *Modelo III* foi realizado utilizando a concentração inicial de substrato de 3000 mgDQO/L. Justifica-se a utilização de tal concentração levando-se em consideração que a alimentação no ASBBR era realizada no topo do leito de espuma (conforme Figura 4.1). Assim, o afluente percolava o leito sendo, o mesmo, diluído e consumido até atingir o volume de meio contido na parte inferior do reator, local onde eram retiradas as amostras dos perfis. Portanto, o que efetivamente encontrava-se disponível para a biomassa era uma concentração de aproximadamente 3000 mgDQO/L. Uma possível solução para este fato não mais ocorrer é realizar a alimentação da água residuária não mais no topo do reator, mas sim no centro diretamente em contato com o volume de meio presente na parte inferior do reator. Vale destacar que tal característica não é propriamente um “defeito” do reator. Ao contrário, favorece o consumo de matéria orgânica ainda durante a etapa de alimentação. Entretanto, para aplicação em estudo cinético, tal característica deve ser evitada por “mascarar” os dados experimentais.

5.7.6. Operação do ASBBR com diferentes águas residuárias

No intuito de avaliar o comportamento do reator utilizado nessa investigação, foram comparados os resultados obtidos no ASBBR tratando *Água Residuária Proveniente de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal (AR-IPHP)* (Tabelas 5.36 e 5.37) com os resultados obtidos para tratamento de outras águas residuárias.

Assim, comparando-se os resultados com os obtidos com efluente de indústria automobilística (*AR-IA*) (Tabela 5.39), observa-se que para cargas orgânicas próximas, de 2,9 gDQO/L.d e 3,1 gDQO/L.d, o parâmetro cinético k_{1S} foi 1,5 vezes superior e o parâmetro k_{2AVT} foi próximo. Além disso, a concentração residual de substrato foi 1,5 vezes inferior para *AR-IPHP*. Quando a comparação é feita para COV de 5,8 gDQO/L.d e 6,2 gDQO/L.d, verifica-se que todos os parâmetros cinéticos foram superiores, além da concentração residual ser inferior para o caso de *AR-IPHP*.

Ainda com a aplicação do efluente de indústria automobilística (AR-IA), comparando-se as condições que tiveram a mesma estratégia de operação em batelada seguida de batelada alimentada (**2,6 gDQO/L.d da Tabela 5.39 e **9,2 gDQO/L.d da Tabela 5.37) que consistiu em alimentar metade do volume (1 L) em batelada e a outra metade (1 L) em batelada alimentada, observa-se que tiveram comportamentos semelhantes. Isto é, foram as que apresentaram maiores parâmetros cinéticos, apresentando-se potencialmente como as melhores alternativas de tratamento para a configuração proposta.

Tabela 5.39 – Resumo do ajuste cinético no ASBBR tratando água residuária de indústria de automobilística (AR-IA) – Oliveira, *et al.* (2008)

C_A (mgDQO/L)	COV (gDQO/L.d)	k_{IS} (h ⁻¹)	k_{1AVT} (h ⁻¹)	k_{2AVT} (h ⁻¹)	k_{2M} (h ⁻¹)	C_{SR} (mgDQO/L)	C_{AVTR} (mgHAc/L)	R ²
954 ± 44	2,9	0,47	0,26	0,40	0,0038	190,7	6,22	0,997
2062 ± 89	6,2	0,35	0,24	0,47	0,0012	601,9	144,1	0,999
869 ± 199	*2,6	0,68	0,38	1,14	0,0100	192,1	20,7	0,999
858 ± 278	**2,6	2,77	0,58	0,52	0,0067	110,4	12,9	0,993
987 ± 115	***1,4	0,88	2,21	5,42	0,0025	184,8	9,77	0,991

Alimentação do afluente em: * batelada; **batelada seguida de batelada alimentada; *** batelada alimentada
Cx = 52 gSVT/L

A Tabela 5.40 apresenta os valores de alguns parâmetros relativos a reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais tratando diferentes afluentes: água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal – AR-IPHP (presente trabalho); água residuária sintética – AR-S (Siman *et al.*, 2004 e Chebel *et al.*, 2005); e de soro de queijo – AR-SQ (Bezerra *et al.*, 2007). Neste caso, C_A é a concentração de matéria orgânica do afluente, t é o tempo do ciclo de operação, COV é a carga orgânica volumétrica, C_{SR} é a concentração de matéria orgânica residual, ε é a eficiência de remoção em termos de amostras filtradas, k é o parâmetro cinético de primeira ordem, V é o volume do reator, V_{RT} é volume de afluente renovado ou tratado por ciclo.

Siman *et al.* (2004) utilizaram um ASBBR com agitação mecânica, contendo microrganismos imobilizados em cubos de espuma de poliuretano, submetido à sobrecarga orgânica de uma água residuária a base de carboidratos/proteínas/lipídios. O reator era alimentado com 2 L de afluente sintético com concentrações de 500 a 2000 mgDQO/L e operado em bateladas de 8 e 12 h.

Chebel *et al.* (2005) utilizaram um ASBR de 5 L, com agitação mecânica de 75 rpm, contendo 2 L de biomassa granulada, aplicado ao tratamento de 2 L água residuária sintética por ciclo. Neste trabalho a concentração de matéria orgânica do afluente variou de 550 a 3600 mgDQO/L, e tempo do ciclo, de 8 e 12 h.

Bezerra *et al.* (2007) utilizaram um ASBBR com recirculação da fase líquida contendo microrganismos imobilizados em espuma de poliuretano, aplicado ao tratamento de 2,5 L soro de queijo. As concentrações de soro de queijo foram de 1000, 2000 e 4000 mgDQO/L, o que correspondeu a cargas orgânicas volumétricas de 3, 6 e 12 gDQO/L.d. O reator foi operado em ciclo de 8 horas.

Tabela 5.40 – Tratamento de água residuária: de indústria de produtos de higiene pessoal (AR-IPHP), sintética (AR-S) e soro de queijo (AR-SQ) em ASBBR e ASBR

Reator/Água Residuária	C _A (gDQO/L)	t (h)	COV (gDQO/L.d)	C _{SR} (mgDQO/L)	ε (%)	k (h ⁻¹)	C _x (gSVT/L)	V _{RT} (L)	Ref.
ASBBR (AR-IPHP)	1,0	8	3,1	130	91 ± 4	0,70	32	2,0	presente trabalho
	2,0	8	5,8	260	90 ± 6	1,19			
	3,0	8	9,4	121	92 ± 4	0,42			
V = 2 L	4,0	8	12,0	607	92 ± 2*	0,74			
ASBBR (AR-S)	1,0	8	2,9	193	73 ± 6	0,75	26	2,0	Siman <i>et al.</i> (2004)
	1,0	12	2,0	124	88 ± 1	0,31			
	1,5	12	2,8	240	83 ± 1	0,39			
V = 2 L	2,0	8	5,4	820	55 ± 5	0,98			
	2,0	12	3,6	368	81 ± 1	0,50	19	2,0	Chebel <i>et al.</i> (2005)
ASBR (AR-S)	1,0	8	1,2	176	87 ± 2	0,50			
	1,0	12	0,8	143	84 ± 2	0,93			
V = 5 L	2,0	8	2,4	344	84 ± 2	0,50			
	2,0	12	1,6	363	84 ± 3	0,30			
ASBBR (AR-SQ)	1,0	8	3,0	41	96 ± 2	0,88	34	2,5	Bezerra <i>et al.</i> (2007)
	2,0	8	6,0	421	83 ± 2	0,57			
V = 2,5 L	4,0	8	12,0	1019	78 ± 1	0,54			

*durante 33 dias de operação (Etapa I); após tal período diminuiu para 79 ± 2% (Etapas III e VI)

Observa-se que para o maior valor de carga orgânica aplicada no ASBBR por Siman *et al.* (2004), isto é 5,4 gDQO/L.d, o valor do parâmetro cinético foi inferior ao obtido no

presente trabalho (para 5,8 gDQO/L.d). Além disso, a concentração residual de matéria orgânica foi 3,15 vezes superior a do presente trabalho. Comentário semelhante pode ser feito quando se compara o maior valor de COV aplicado por Chebel *et al.* (2005), isto é, 2,4 gDQO/L.d com valor próximo (de 3,1 gDQO/L.d) do presente trabalho.

Para carga orgânica volumétrica de 3,0 gDQO/L.d, o ASBBR com recirculação da fase líquida (Bezerra *et al.*, 2007) e tratando soro de queijo apresentou melhor desempenho que o do presente trabalho. Tal comportamento não foi mantido para cargas orgânicas maiores (6 e 12 gDQO/L.d).

Comparando-se os resultados obtidos no presente trabalho com os obtidos por Siman *et al.* (2004) e Chebel *et al.* (2005) observa-se que foram obtidos, para o ASBBR tratando água residuária de indústria de produtos de higiene pessoal, para todos os valores de COV, uma maior eficiência de remoção e uma menor concentração de matéria orgânica residual. No caso da comparação com os resultados de Bezerra *et al.*, (2007), somente para a carga de 3,0 gDQO/L.d. isto não ocorreu. Estes resultados mostram o potencial que o ASBBR apresenta, não somente para tratamento de águas residuárias sintéticas, mas também para o tratamento de águas residuárias industriais.

5.7.7. Operação do ASBBR com 1000 e 2000 mgDQO/L com diferentes estratégias de alimentação da água residuária

Dentre as condições de operação já discutidas, encontram-se as operações de 1000 e 2000 mgDQO/L (itens 5.3 e 5.4), nas quais a alimentação da água residuária foi realizada em batelada durante 10 minutos. Outras situações que envolveram a operação do reator com estas concentrações foram durante algumas etapas, conforme já discutido, da operação com 3000 mgDQO/L e alimentação mista (batelada seguida de batelada alimentada) (item 5.6.3) e em batelada alimentada (item 5.6.4). As Tabelas 5.41 e 5.42 apresentam os valores médios obtidos para operação do ASBBR com 1000 e 2000 mgDQO/L sendo a alimentação: (i) de 2,0 L de afluente em batelada durante 10 minutos (B), (ii) de 1,0 L de afluente em batelada durante 10 minutos seguida de 1,0 L em batelada alimentada durante 4 horas (B/BA), (iii) de 1,0 L de afluente em batelada alimentada durante 4 horas, sendo que 1,0 L havia permanecido no reator como volume residual (BA). Além disso, são apresentados, na Tabela 5.41, os valores de carga orgânica removida para amostras não filtradas (COR_{ST}) e filtradas (COR_{SS}) do efluente.

Ressalta-se que os valores médios apresentados na Tabela 5.41, para alimentação em batelada e batelada alimentada (B/BA) e para a alimentação em batelada alimentada (BA), foram obtidos durante a operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada na *Etapa II*, (Tabela 5.24) e na operação com *Água AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada alimentada, na *Etapa II*, (Tabela 5.27). Nas referidas etapas foi necessário, conforme já comentado, diminuir a concentração do afluente de 3000 e 6000 para 1000 e 2000 mgDQO/L, respectivamente. Os valores médios apresentados na Tabela 5.42 foram obtidos durante a operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L ($C_A = 6000$ mgDQO/L): *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada alimentada, na *Etapa III*, (Tabela 5.28).

Tabela 5.41 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação do ASBBR com 1000 mgDQO/L com alimentação em: batelada (B), batelada seguida de batelada alimentada (B/BA) e em batelada alimentada (BA)

Variável/Alimentação	B	B/BA	BA
C_{ST} (mgDQO/L)	137 ± 61 (9)	93 ± 26 (3)	222 ± 43 (3)
ϵ_T (%)	86 ± 6 (9)	$90 \pm 2,7$ (3)	$93 \pm 2,1$ (3)
C_{SS} (mgDQO/L)	94 ± 25 (9)	58 ± 25 (3)	182 ± 48 (3)
ϵ_S (%)	90 ± 3 (9)	$94 \pm 2,6$ (3)	$94 \pm 1,1$ (3)
C_{AVT} (mgHAc/L)	49 ± 17 (5)	$17 \pm 0,6$ (2)	46 ± 19 (3)
AB (mgCaCO ₃ /L)	525 ± 57 (5)	329 ± 31 (2)	428 ± 55 (3)
pH	$7,1 \pm 0,1$ (5)	$7,2 \pm 0,01$ (2)	$7,5 \pm 0,3$ (3)
COR_{ST} (gDQO/L.d)	2,47	2,63	2,43
COR_{SS} (gDQO/L.d)	2,60	2,64	2,49

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

** Tempo operação: B: 12 dias; B/BA: 4 dias; BA: 3 dias

Tabela 5.42 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação do ASBBR com 2000 mgDQO/L com alimentação em: batelada (B) e em batelada alimentada (BA)

Variável	B	BA
C_{ST} (mgDQO/L)	189 ± 43 (14)	262 ± 62 (6)
ϵ_T (%)	90 ± 2 (14)	$94 \pm 1,5$ (6)
C_{SS} (mgDQO/L)	149 ± 38 (14)	211 ± 60 (6)
ϵ_S (%)	92 ± 2 (14)	$95 \pm 1,5$ (6)
C_{AVT} (mgHAc/L)	58 ± 16 (5)	80 ± 20 (4)
AB (mgCaCO ₃ /L)	1221 ± 228 (5)	832 ± 84 (4)
pH	$7,4 \pm 0,2$ (5)	$7,4 \pm 0,11$ (4)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

** Tempo operação: B: 24 dias; BA: 6 dias

Analizando os resultados apresentados na Tabela 5.41, observa-se que a eficiência de remoção foi praticamente a mesma para as três estratégias de operação, isto é, alimentação em batelada, mista ou em batelada alimentada. Com relação à concentração de matéria orgânica no efluente, em termos de amostras filtradas (C_{SS}) e não filtradas (C_{ST}), observa-se que houve diminuição, da mesma, quando se comparam as condições de alimentação em batelada (B) e mista (B/BA) e aumento, da mesma, quando se comparam as condições de alimentação em batelada (B) e em batelada alimentada (BA). Desta forma para a operação com 1000 mgDQO/L a alimentação mista foi a que apresentou melhores resultados de concentração residual de matéria orgânica, ressaltando que tal comportamento também ocorreu para a condição de operação com 3000 mgDQO/L, conforme já discutido no item 5.75 (Tabela 5.38).

Analizando os resultados para operação com 2000 mgDQO/L, Tabela 5.42, observa-se comportamento semelhante ao da condição com 1000 mgDQO/L, isto é, a eficiência foi semelhante e houve aumento da concentração residual quando alterou-se a estratégia de alimentação de batelada (B) para batelada alimentada (BA).

Ainda com relação à operação com 1000 mgDQO/L comparando-se as condições de alimentação B/BA e BA, na Tabela 5.41, observa-se que houve aumento de C_{SS} e de C_{ST} e uma ligeira queda nos valores de carga orgânica removida (COR_{ST} e COR_{SS}) para a condição de alimentação BA. Ressalta-se que na referida condição, somente 50% do volume foi renovado durante o ciclo. Desta forma, a manutenção de um volume residual no reator, ao final de cada ciclo, causou uma queda na qualidade do efluente do reator. Comportamento semelhante foi obtido por Zimmer *et al* (2008) no tratamento de soro de queijo, em ASBBR de 5,0 L, com alimentação do afluente em batelada alimentada, carga orgânica volumétrica de 2,4 gDQO/L.d, para operações que mantiveram volumes residuais de efluente de 80 e de 90% por ciclo.

Bezerra *et al.* (2008) utilizaram um ASBBR de 2,5 L e recirculação da fase líquida, no tratamento de soro de queijo com alimentação em batelada, carga orgânica volumétrica de 12,0 gDQO/L.d e renovação de 100, 70, 50 e 25% de seu volume a cada ciclo de operação. Os autores observaram que, para as diferentes condições operacionais, não houve grandes alterações nos valores de concentração de matéria orgânica no efluente, mas foi verificado um aumento nos valores de carga orgânica removida com o aumento do volume residual mantido no interior do reator, no final do ciclo. Estes autores utilizaram também um ASBBR de 1,8 L,

no tratamento de água residuária sintética, com alimentação em batelada, renovação de 50 e 100% do volume do reator, e cargas orgânicas de 3,0 e 5,0 gDQO/L.d. Para 3,0 gDQO/L.d, os valores de concentração de matéria orgânica no efluente e de carga orgânica removida não sofreram grandes variações em função do volume renovado. Para 5,0 gDQO/L.d a renovação de 100% do volume do reator mostrou-se mais vantajosa em relação àquela com renovação de 50% do volume do reator em termos de qualidade do efluente mas não em termos de carga orgânica removida.

6. CONCLUSÕES

A partir dos resultados obtidos na operação do ASBBR, as seguintes conclusões foram estabelecidas:

Os ensaios realizados permitiram a obtenção de resultados muito interessantes quanto à aplicação tecnológica de tratamento de água residuária proveniente de indústria de produtos de higiene pessoal em reator anaeróbio, operado em bateladas seqüenciais, com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano, agitado mecanicamente. Obteve-se operação estável com eficiência de remoção de matéria orgânica de até 98%.

O estudo do aumento da carga orgânica volumétrica mostrou ser possível operar o ASSBR com COV de até 9,4 mgDQO/L.d. com estabilidade e elevada eficiência de remoção (92%). Para COV maiores, 12,0 mgDQO/L.d, houve dificuldade em manter esta eficiência de remoção devido a grande variação na concentração de matéria orgânica dos lotes do afluente, e devido à presença de agentes sanificantes comerciais na água residuária.

O estudo da suplementação de nutrientes ao afluente mostrou, para COV de 3,1 gDQO/L.d, que a alteração da fonte de nitrogênio implicou em diminuição de eficiência de remoção de matéria orgânica, sendo necessário, para manter a mesma eficiência, aumentar a suplementação de alcalinidade. Para COV 5,8 gDQO/L.d mantiveram-se as mesmas condições de suplementação da COV de 3,1 gDQO/L.d sem prejuízo na eficiência de remoção do sistema. Para COV de 9,4 gDQO/L.d foi possível, também, sem prejuízo na eficiência de remoção do sistema, reduzir a suplementação de alcalinidade. Além disso, foi possível verificar que não houve alteração na eficiência de remoção do sistema quando se suprimiu a suplementação de nutrientes, para COV próximas de 9,0 gDQO/L.d., sendo necessário manter a suplementação de alcalinidade na razão $\text{mgNaHCO}_3/\text{mgDQO}$ de 33%.

O estudo da influência da estratégia de alimentação mostrou que para o ASBBR em questão, o tempo de alimentação do afluente pode ser reduzido (operação em batelada) ou alto (operação em batelada seguida de batelada alimentada) em relação ao tempo de ciclo, uma vez que, para as estratégias citadas não houve diminuição na eficiência média de remoção de matéria orgânica. A estratégia de manter metade do volume tratado, em um ciclo, no reator e alimentar metade do afluente em batelada alimentada, resultou em diminuição da eficiência média de remoção, quando comparado com a operação na qual a alimentação do afluente ocorreu em batelada.

Ainda com relação à estratégia de alimentação, foi possível observar pelos parâmetros cinéticos obtidos que a estratégia de alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (COV 9,2 gDQO/L.d) foi a mais favorável em comparação com as demais, uma vez que, neste caso, a concentração de substrato não foi alta o suficiente para causar inibição do metabolismo, nem baixa o suficiente para desfavorecer a cinética de degradação da matéria orgânica.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Angenent, L.T. e Dague, R.R. (1995). A laboratory-scale comparison of the UASB and ASBR processes. In: *50th Purdue Industrial Wastewater Conference Proceedings*. Chelsea, p. 365-377.
- Angenent, L.T.; Sung, s.; Raskin, L. (2001). Mixing intensity in anaerobic sequencing batch reactors affects reactor performance and microbial community structure. In: *Proceedings of the 9th World Congress on Anaerobic Digestion*. Antuérpia, p. 267-274.
- Bagley, D. M. e Brodtkorb, T.S. (1999). Modeling microbial kinetics in an anaerobic sequencing batch reactor – model development and experimental validation. *Water Environmental Research*, 71: 1320-1332.
- Berna, J.L.; Cassani, G.; Hager, C.-D; Rehman, N.; López, I.; Schowanek, D.; Steber, J.; Taeger, K.; Wind, T.; (2007). Anaerobic biodegradation of surfactants – Scientific Review. *Tenside Surf. Det.* 44: 312-347.
- Bezerra Jr,R.A.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E.; Borzani, W. (2005). Performance of anaerobic sequencing batch biofilm reactor submitted to different influent volume feeds and cycle time periods maintaining organic loading. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 126: 189-203.
- Bezerra, R.A.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2007). Whey Treatment by AnSBBR with Circulation: Effects of Organic Loading, Shock Loads and Alkalinity Supplementation. *Journal of Applied Biochemistry and Biotechnology*, 143(03): 257-275.
- Bezerra, R.A.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2008). Effects of Feed Time, Organic Loading and Shock Loads in the Anaerobic Whey Treatment by an AnSBBR with Circulation. *Journal of Applied Biochemistry and Biotechnology*. (Submetido).
- Borges, A.C.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E.; Borzani, W. (2004). Stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass: a behavior study when submitted to different fill times. *Water Science and Technology*, 49: 311-318.
- Brito, A.G.; Rodrigues, A.C.; Melo, F.L. (1997). Feasibility of a pulsed sequencing batch reactor with an anaerobic aggregated biomass for the treatment of low strength wastewaters. *Water Science and Technology*, 35: 193-198.

- Camargo, E.F.M. (2000). *Tratamento anaeróbio de águas residuárias, em batelada, com microrganismos imobilizados e circulação da fase aquosa*. Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, São Carlos-SP.
- Carlsson, C.; Johansson, A.K.; Alvan, G.; Bergman, K.; Kuhler, T. (2006). Are pharmaceuticals potent environmental pollutants? Part II: Environmental risk assessments of selected pharmaceutical excipients. *Science of the Total Environment*, 364: 88-95.
- Chebel, F.X.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2006). Performance analysis of an ASBR submitted to increasing organic load with different influent concentration and cycle length. *Journal of Applied Biochemistry and Biotechnology*, 133: 171-187.
- 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.; 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). *Avaliação da estratégia de alimentação na operação do reator anaeróbio em batelada sequencial com biomassa imobilizada tratamento de soro de queijo*. Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, São Carlos-SP.
- Damasceno, L.H.S.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2007). Effects of feeding time and organic loading in anaerobic sequencing batch biofilm reactor (ASBBR) treating diluted whey. *Journal of Environmental Management*, 85 927-935
- Dilallo, R.; Albertson, O. E. (1961). Volatile acids by direct titration. *Journal of Water Pollution Control Federation*, 33(4): 356-365.
- Droste, R.L. e Massé, D.I. (1995). Anaerobic treatment in sequencing batch reactor. In: *Proceedings of International Symposium on Technology Transfer*. Salvador, p.353-363.
- Feitkenhauer, H.; Meyer, U. (2002). Anaerobic digestion of alcohol sulfate (anionic surfactant) rich wastewater – batch experiments. Part I: influence of the surfactant concentration. *Bioresource Technology*, 82: 115-121
- Fogler, H.S. (2002). *Elementos de Engenharia das Reações Químicas*, 3ª ed., LTC.
- Kennedy, K.J.; Sanches, W.A.; Hamoda, M.F.; Droste R.L. (1991). Performance of anaerobic sludge blanket sequencing batch reactors. *Research Journal of Water Pollution Control Federation*, 63: 75-83.

- Levenspiel, O. (2000). *Engenharia das Reações Químicas*, 3^a ed, Edgard Blücher.
- Matthijs, E.; Holt, M.S.; Kiewiet A.; Rijs, G.B.J. (1999). Environmental monitoring for linear alkylbenzene sulfonate, alcohol ethoxylate, alcohol ethoxy sulfate, and soap. *Environmental Toxicology and Chemistry*, 18: 2634-2644.
- Michelan, R. (2006). *Influência do tipo de impelidor sobre o desempenho do reator anaeróbio em batelada seqüencial com biomassa granulada tratando esgoto sintético*. Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, São Carlos-SP.
- Moraes, E.M.; Adorno, M.A.T.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2000). Determinação de ácidos voláteis totais por cromatografia gasosa em efluentes de reatores anaeróbios tratando resíduos líquidos e sólidos. In: *Proceedings of the 6th Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion*, Recife-PE, Brasil, p. 235-238.
- Nitschke, M.; Pastore, G. (2002) Biossurfactantes: propriedades e aplicações. *Química Nova*, 25: 772-776.
- Oliveira, R.P.; Ghilardi, J.A.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2007). Anaerobic sequencing batch biofilm reactor applied to automobile industry wastewater treatment: volumetric loading rate and feed strategy effects. *Chemical Engineering Process*. (no prelo)
- Orra, A.A.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Foresti, E.; Zaiat, M. (2004). Effect of feeding strategies on the performance of an anaerobic discontinuous reactor containing immobilized biomass with circulation system for liquid-phase mixing. *Water Science and Technology*, 49: 303-310.
- Pinho, S.C., Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Foresti, E.; Zaiat, M. (2004). Influence of the agitation rate on the treatment of partially soluble wastewater in anaerobic sequencing batch biofilm reactor. *Water Research*, 38: 4117-4124.
- Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Camargo, E.F.M. de; Ribeiro, R.; Zaiat, M. (2003). 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.; 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: 305-312.

- Ripley, L. E.; Boyle, W. C.; Converse, J. C. (1986). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. *Journal of Water Pollution Control Federation*, 58: 406-411.
- Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei S.M.; Camargo ; E.F.M.; Zaiat, M. (2003a). Influence of agitation rate on the performance of an anaerobic sequencing batch reactor containing granulated biomass treating low-strength wastewater. *Advances in Environmental Research*, 7: 405-410.
- Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M. (2003b). Fed-batch and batch operating mode analysis of a stirred anaerobic sequencing reactor with self-immobilized biomass treating low-strength wastewater. *Journal of Environmental Management*, 69: 193-200.
- Rodrigues, J.A.D.; Pinto, A.G.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Gedraite, R. (2004). Enhancement of the performance of an anaerobic sequencing batch reactor treating low strength wastewater through implementation of a variable stirring rate program. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 21: 423-434.
- Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2006). New Configurations and Operation Strategies of Anaerobic Biofilm Bioreactors Applied to Wastewater Treatment. (Chapter 1: p. 1-58). In: Hearn, E.C. (Ed.) *Focus on Biotechnology Research*. Nova Science Publishers Inc., 233 p., New York.
- Sanderson, H; Dryer, S.D; Nielsen, A.M.; Compennolle, R.V; Stanton, K.; Evans, A.; Ciarlo, M.; Sedlak R. (2006). Occurrence and weight-of-evidence risk assessment of alkyl sulfates, alkyl ethoxysulfates, and linear alkylbenzene sulfates (LAS) in river water and sediments. *Science of the Total Environment*, 368: 695-712.
- Siman R.R., Borges, A.C., Ratusznei, S.M., Rodrigues, J.A.D., Zaiat, M., Foresti, E.; Borzani, W. (2004). Influence of organic load on an anaerobic sequencing biofilm batch reactor (ASBBR) as a function of cycle period and wastewater concentration. *Journal of Environmental Management*, 72: 241-247.
- Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (1995). APHA, AWAA, WPCF. Washington D.C., American Public Health Association. 19th edition.
- Sawyer, C.N; McCarty, P.L. (1978). *Chemistry for Environmental Engineering*, 3^a ed., McGraw-Hill, New York.
- Sung, S.; Dague, R.R. (1995). Laboratory studies on the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Environmental Research*, 67: 294-301.
- Swisher, R.D. (1987). *Surfactants Biodegradation*, 2^a ed. Marcel Dekker, New York.

- Torres, P. (1992). *Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgoto sanitário*. Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, São Carlos-SP.
- van Haandell, A.C.; Lettinga, G. (1994). *Tratamento Anaeróbio de Esgotos. Um Manual para Regiões de Clima Quente*, EPGRAF, Campina Grande, PB, 232p.
- Wagener, S.; Schink, B. (1987). Anaerobic degradation of nonionic and anionic surfactants in enrichment cultures and fixed-bed reactors. *Water Research*, 5: 615-622
- Zaiat, M.; Cabral, A.K.A.; Foresti, E. (1994). Horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactor for wastewater treatment: conception and performance evaluation. *Revista Brasileira de Engenharia – Caderno de Engenharia Química*, 11: 33 – 42.
- Zaiat, M.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Camargo, E.F.M.; Borzani, W. (2001). Anaerobic sequencing batch reactors for wastewater treatment: A developing technology. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 55: 29-35.
- Zimmer, T.R.; Michelan, R.; Canto, C.A.S.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M. (2008). Feed Strategy Study of a Mechanically Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor (ASBR) Equipped with a Draft Tube Applied to Whey Treatment. *Brazilian Journal of Food Technology*, (Submetido).

ANEXOS

ANEXO I

Concentração de matéria orgânica dos lotes da *Água Residuária de Indústria de Produtos de Higiene Pessoal (AR-IPHP)*

Tabela I.1 – Concentração de matéria orgânica dos lotes da *AR-IPHP* ($C_{AR-IPHP}$) na operação com

1000 mgDQO/L (COV 3,1 gDQO/L.d)

Lote	$C_{AR-IPHP}$ (mgDQO/L)
1	11570,0
1a	9994,0
2	7922,0
3	1110,3
4	72180,0
4a	75770,0
4b	81690,0
5	3933,7
5a	3327,2
6	11490,0
7	56430,0
9	1856,0
10	7577,5
11	3129,2
12	17800,0

* a, b: nova análise do mesmo lote

Tabela I.2 – Concentração de matéria orgânica dos lotes da *AR-IPHP* ($C_{AR-IPHP}$) na operação com

2000 mgDQO/L (COV 5,8 gDQO/L.d)

Lote	$C_{AR-IPHP}$ (mgDQO/L)
12	17800,0
13	15403,0
15	10100,0
16	5410,4
17	4575,0
18	4764,0
19	8400,0
20	6105,0
21	52643,0
23	8775,0
24	7383,5
25	8960,0
26	19780,0
27	8120,0
28	4145,0

Tabela I.3 – Concentração de matéria orgânica dos lotes da *AR-IPHP* ($C_{AR-IPHP}$) na operação com 4000 mgDQO/L (COV 12 gDQO/L.d)

Lote	$C_{AR-IPHP}$ (mgDQO/L)
29	20555,0
30	55310,0
31	26152,0
32	17276,0
33	75240,0
35	28640,0
36	10016,0
37	46250,0

Tabela I.4 – Concentração de matéria orgânica dos lotes da *AR-IPHP* ($C_{AR-IPHP}$) na operação com 3000 mgDQO/L, suplementação de nutrientes e alcalinidade (COV 9,4 gDQO/L.d) – Alimentação em batelada

Lote	$C_{AR-IPHP}$ (mgDQO/L)
38	24644,0
40	19128,0
41	43845,0
42	41180,0

Tabela I.5 – Concentração de matéria orgânica dos lotes da *AR-IPHP* ($C_{AR-IPHP}$) na operação com 3000 mgDQO/L, suplementação de alcalinidade– Alimentação em batelada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Lote	$C_{AR-IPHP}$ (mgDQO/L)
45	62570,0

Tabela I.6 – Concentração de matéria orgânica dos lotes da *AR-IPHP* ($C_{AR-IPHP}$) na operação com 3000 mgDQO/L, suplementação de alcalinidade – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (COV 9,2 gDQO/L.d)

Lote	$C_{AR-IPHP}$ (mgDQO/L)
45	62570,0
46	15327,0
47	37101,0
49	17888,0

Tabela I.7 – Concentração de matéria orgânica dos lotes da *AR-IPHP* ($C_{AR-IPHP}$) na operação com 3000 mgDQO/L, suplementação de alcalinidade – Alimentação em batelada alimentada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Lote	$C_{AR-IPHP}$ (mgDQO/L)
49	17888,0
51	30000,0
51 a	32886,8
52	13190,0
54	5992,0

* a : nova análise do mesmo lote

ANEXO II
Composição da AR-IPHP-I e da AR-IPHP-II

Tabela II.1 – Composição da AR-IPHP-II na operação com 1000 mgDQO/L, para um volume fixo de 10 L (COV 3,1 gDQO/L.d)

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	NaHCO ₃ (g)	Água Residuária I (L)	Água da rede (L)
1	1	1	1	0	20	2	0,691	9,309
1	2	1	1	0	20	2	0,691	9,309
1	3	1	1	0	20	2	0,691	9,309
1	4	1	1	0	20	2	0,691	9,309
1a	5	1	1	0	20	2	0,800	9,200
1a	6	1	1	0	20	2	0,800	9,200
1a	7	1	1	0	20	2	0,800	9,200
2	8	1	1	0	20	2	1,010	8,990
2	9	1	1	0	20	2	1,010	8,990
2	10	1	1	0	20	2	1,010	8,990
2	11	1	1	0	20	2	1,010	8,990
2	12	1	1	0	20	2	1,010	8,990
2	13	1	1	0	20	2	1,010	8,990
2	14	1	1	0	20	2	1,010	8,990
3	15	1	0	1	20	2	7,205	2,795
3	16	1	0	1	20	2	7,205	2,795
3	17	1	0	1	20	2	7,205	2,795
3	18	1	0	1	20	2	7,205	2,795
3	19	1	0	1	20	2	7,205	2,795
3	20	1	0	1	20	2	7,205	2,795
4	21	1	0	1	20	2	0,111	9,889
4	22	1	0	1	20	2	0,111	9,889
4	23	1	0	1	20	2	0,111	9,889
4	24	1	0	1	20	2	0,111	9,889
4a	25	1	0	1	20	2	0,106	9,894
4a	26	1	0	1	20	2	0,106	9,894
4a	27	1	0	1	20	2	0,106	9,894
4a	28	1	0	1	20	2	0,106	9,894
4a	29	1	0	1	20	2	0,106	9,894
4a	30	1	0	1	20	2	0,106	9,894
4b	31	1	0	1	20	2	0,098	9,902
4b	32	1	0	1	20	2	0,098	9,902
4b	33	1	0	1	20	2	0,098	9,902
4b	34	1	0	1	20	2	0,098	9,902
4b	35	1	0	1	20	2	0,098	9,902
4b	36	1	0	1	20	2	0,098	9,902
4b	37	1	0	1	20	2	0,098	9,902
4b	38	1	0	1	20	2	0,098	9,902
4b	39	1	0	1	20	2	0,098	9,902
5	40	1	0	1	20	2	2,034	7,966
5a	42	1	0	1	20	2	2,404	7,596
5a	43	1	0	1	20	2	2,404	7,596
6	44	1	0	1	20	2	0,696	9,304

Continuação da Tabela II.1

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	NaHCO ₃ (g)	Água Residuária I (L)	Água da rede (L)
6	45	1	0	1	20	2	0,696	9,304
7	46	1	0	1	20	2	0,142	9,858
7	47	1	0	1	20	2	0,142	9,858
9	48	1	0	1	20	2	4,310	5,690
9	49	1	1	0	20	2	4,310	5,690
9	50	1	1	0	20	2	4,310	5,690
10	51	1	1	0	20	4	1,056	8,944
10	52	1	1	0	20	4	1,056	8,944
10	53	1	1	0	20	3	1,056	8,944
10	54	1	1	0	20	3	1,056	8,944
10	55	1	1	0	20	3	1,056	8,944
10	56	1	1	0	20	3	1,056	8,944
10	57	1	1	0	20	3	1,056	8,944
10	58	1	1	0	20	3	1,056	8,944
10	59	1	1	0	20	4	1,056	8,944
11	60	1	1	0	20	5	2,557	7,443
11	61	1	1	0	20	5	2,557	7,443
11	62	1	1	0	20	2	2,557	7,443
11	63	1	0	1	20	2	2,557	7,443
11	64	1	0	1	20	5	2,557	7,443
12	65	1	0	1	20	5	0,449	9,551
12	66	1	0	1	20	5	0,449	9,551
12	67	1	0	1	20	5	0,449	9,551
12	68	1	0	1	20	5	0,449	9,551
12	69	1	0	1	20	5	0,449	9,551
12	70	1	0	1	20	5	0,449	9,551
12	71	1	0	1	20	5	0,449	9,551
12	72	1	0	1	20	5	0,449	9,551

* a, b: nova análise do mesmo lote

Tabela II.2 – Composição da *AR-IPHP-II* na operação com 2000 mgDQO/L, para um volume fixo de 10 L (COV 5,8 gDQO/L.d)

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	NaHCO ₃ (g)	Água Residuária I (L)	Água da rede (L)
12	1	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,90	9,10
12	2	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,90	9,10
12	3	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,90	9,10
12	4	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,90	9,10
12	5	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,90	9,10
12	6	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,90	9,10
12	7	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,90	9,10
12	8	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,90	9,10
12	9	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,90	9,10
12	10	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,90	9,10
13	11	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,04	8,96
13	12	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,04	8,96
13	13	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,04	8,96
13	14	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,04	8,96
13	15	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,04	8,96
13	16	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,04	8,96
13	17	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,04	8,96
15	18	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,58	8,42
16	19	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	2,96	7,04
17*	20	1,0	0,0	1,0	20,0	4,0	1,75	8,25
18*	21	1,0	0,0	1,0	20,0	4,0	1,68	8,32
18*	22	1,0	0,0	1,0	20,0	4,0	1,68	8,32
18*	23	1,0	0,0	1,0	20,0	4,0	1,68	8,32
18	24	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	3,36	6,64
18	25	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	3,36	6,64
19	26	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
19	27	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
19	28	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
19	29	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
19	30	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
19	31	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
19	32	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
19	33	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
19	34	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
19	35	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
19	36	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
19	37	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,90	8,10
20	38	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	2,62	7,38
20	39	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	2,62	7,38
21	40	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,30	9,70
21	41	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,30	9,70
21	42	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,30	9,70
21	43	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,30	9,70
21	44	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,30	9,70
21	45	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,30	9,70
21	46	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,30	9,70
21	47	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,30	9,70
23*	51	1,0	0,0	1,0	20,0	4,0	0,91	9,09

Continuação da Tabela II.2

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	NaHCO ₃ (g)	Água Residuária I (L)	Água da rede (L)
23	52	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,83	8,17
23	53	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,83	8,17
24*	54	1,0	0,0	1,0	20,0	4,0	1,08	8,92
24*	55	1,0	0,0	1,0	20,0	4,0	1,08	8,92
24	56	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	2,17	7,83
24	57	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	2,17	7,83
25	58	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,79	8,21
25	59	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,79	8,21
25	60	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,79	8,21
26	61	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,81	9,19
26	62	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,81	9,19
26	63	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,81	9,19
26	64	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	0,81	9,19
27	65	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,97	8,03
27	66	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,97	8,03
27	67	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,97	8,03
27	68	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,97	8,03
27	69	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,97	8,03
27	70	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	1,97	8,03
29	71	2,0	0,0	2,0	40,0	10,0	3,86	6,14

* AR-IPHP-II com 1000 mgDQO/L

Tabela II.3 – Composição da *AR-IPHP-II* na operação com 4000 mgDQO/L, para um volume fixo de 10 L (COV 12,0 gDQO/L.d)

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	NaHCO ₃ (g)	Água Residuária I (L)	Água da rede (L)
29	1	4	0	4	80	20	1,557	8,443
29	2	4	0	4	80	20	1,557	8,443
29	3	4	0	4	80	20	1,557	8,443
29	4	4	0	4	80	20	0,579	9,421
30	5	4	0	4	80	20	0,579	9,421
30	6	4	0	4	80	20	0,579	9,421
30	7	4	0	4	80	20	0,579	9,421
30	8	4	0	4	80	20	0,579	9,421
30	9	4	0	4	80	20	0,579	9,421
30	10	4	0	4	80	20	0,579	9,421
30	11	4	0	4	80	20	0,579	9,421
30	12	4	0	4	80	20	0,579	9,421
31	13	4	0	4	80	20	1,224	8,776
31	14	4	0	4	80	20	1,224	8,776
31	15	4	0	4	80	20	1,224	8,776
31	16	4	0	4	80	20	1,224	8,776
31	17	4	0	4	80	20	1,224	8,776
31	18	4	0	4	80	20	1,224	8,776
31	19	4	0	4	80	20	1,224	8,776
31	20	4	0	4	80	20	1,224	8,776
32	21	4	0	4	80	20	1,852	8,148
32	22	4	0	4	80	20	1,852	8,148
32	23	4	0	4	80	20	1,852	8,148
32	24	4	0	4	80	20	1,852	8,148
33	25	4	0	4	80	20	0,425	9,575
33	26	4	0	4	80	20	0,425	9,575
33	27	4	0	4	80	20	0,425	9,575
33	28	4	0	4	80	20	0,425	9,575
33	29	4	0	4	80	20	0,425	9,575
33	30	4	0	4	80	20	0,425	9,575
33**	31	2	0	2	40	10	0,213	9,787
33**	32	2	0	2	40	10	0,213	9,787
33**	33	2	0	2	40	10	0,213	9,787
33	34	4	0	4	80	20	0,425	9,575
35	35	4	0	4	80	20	1,117	8,883
35	36	4	0	4	80	20	1,117	8,883
35	37	4	0	4	80	20	1,117	8,883
36*	38	1	0	1	20	5	0,799	9,201
36*	39	1	0	1	20	5	0,799	9,201
37**	40	4	0	4	80	20	0,344	9,656
37**	41	2	0	2	40	10	0,344	9,656
37**	42	2	0	2	40	10	0,344	9,656
37	43	4	0	4	80	20	0,688	9,312
37	44	4	0	4	80	20	0,688	9,312
37	45	4	0	4	80	20	0,688	9,312
37	47	4	0	4	80	20	0,688	9,312

* *AR-IPHP-II* com 1000 mgDQO/L

** *AR-IPHP-II* com 2000 mgDQO/L

Tabela II.4 – Composição da *AR-IPHP-II* na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada, para um volume fixo de 10 L (COV 9,4 gDQO/L.d)

Lote	Meio ***	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	NaHCO ₃ (g)	Água Residuária I (L)	Água da rede (L)
38*	50	1	0	1	20	5	0,325	9,675
38*	51	1	0	1	20	5	0,325	9,675
38*	52	1	0	1	20	5	0,325	9,675
38*	53	1	0	1	20	5	0,325	9,675
38*	54	1	0	1	20	5	0,325	9,675
38*	55	1	0	1	20	5	0,325	9,675
38*	56	1	0	1	20	5	0,325	9,675
38**	57	2	0	2	40	10	0,601	9,399
40**	58	2	0	2	40	10	0,836	9,164
40**	59	2	0	2	40	10	0,836	9,164
40	60	2	0	2	40	10	1,359	8,641
40	61	2	0	2	40	10	1,359	8,641
40	62	2	0	2	40	10	1,359	8,641
40	63	2	0	2	40	10	1,359	8,641
40	64	2	0	2	40	10	1,359	8,641
41	65	2	0	2	40	10	0,593	9,407
41	66	2	0	2	40	10	0,593	9,407
41	67	2	0	2	40	10	0,593	9,407
41	68	2	0	2	40	10	0,593	9,407
41	69	2	0	2	40	10	0,593	9,407
41	70	2	0	2	40	10	0,593	9,407
41	71	2	0	2	40	10	0,593	9,407
41	72	2	0	2	40	10	0,593	9,407
41	73	2	0	2	40	10	0,593	9,407
41	74	2	0	2	40	10	0,593	9,407
41	75	2	0	2	40	10	0,593	9,407
42	76	2	0	2	40	10	0,631	9,369
42	77	2	0	2	40	10	0,631	9,369
42	78	2	0	2	40	10	0,631	9,369
42	79	2	0	2	40	10	0,631	9,369
42	80	2	0	2	40	10	0,631	9,369
42	81	2	0	2	40	10	0,631	9,369
42	82	2	0	2	40	10	0,631	9,369
42	83	2	0	2	40	10	0,631	9,369
42	84	2	0	2	40	10	0,631	9,369
42	85	2	0	2	40	10	0,631	9,369

* *AR-IPHP-II* com 1000 mgDQO/L

** *AR-IPHP-II* com 2000 mgDQO/L

*** Numeração Meios: sequência da condição de 4000 mgDQO/L

Tabela II.5 – Composição da *AR-IPHP-I* na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada, para um volume fixo de 10 L (COV 9,0 gDQO/L.d)

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	NaHCO ₃ (g)	Água Residuária I (L)	Água da rede (L)
46	1	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	2	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	3	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	4	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	5	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	6	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	7	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	8	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	9	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	10	0	0	0	0	10	1,957	8,043

Tabela II.6 – Composição da *AR-IPHP-I* na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada, para um volume fixo de 10 L (COV 9,2 gDQO/L.d)

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	NaHCO ₃ (g)	Água Residuária I (L)	Água da rede (L)
45	1	0	0	0	0	10	0,479	9,521
45	2	0	0	0	0	10	0,479	9,521
45	3	0	0	0	0	10	0,479	9,521
45	4	0	0	0	0	10	0,479	9,521
45	5	0	0	0	0	10	0,479	9,521
46	6	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	7	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	8	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	9	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	10	0	0	0	0	10	1,957	8,043
46	11	0	0	0	0	10	1,957	8,043
47	12	0	0	0	0	10	0,809	9,191
47	13	0	0	0	0	10	0,809	9,191
47*	14	0	0	0	0	10	0,270	9,730
47	15	0	0	0	0	10	0,809	9,191
47	16	0	0	0	0	10	0,809	9,191
47*	17	0	0	0	0	10	0,270	9,730
47*	18	0	0	0	0	10	0,270	9,730
49*	19	0	0	0	0	10	0,559	9,441
49	20	0	0	0	0	10	1,677	8,323
49	21	0	0	0	0	10	1,677	8,323
49	22	0	0	0	0	10	1,677	8,323
49	23	0	0	0	0	10	1,677	8,323

* *AR-IPHP-II* com 1000 mgDQO/L

Tabela II.7 – Composição da *AR-IPHP-I* na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada alimentada, para um volume fixo de 10 L (COV 9,0 gDQO/L.d)

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	NaHCO ₃ (g)	Água Residuária I (L)	Água da rede (L)
49	1	0	0	0	0	10	3,354	6,646
51	2	0	0	0	0	10	2,000	8,000
51a	3	0	0	0	0	10	1,824	8,176
51a*	4	0	0	0	0	10	0,608	9,392
51a*	5	0	0	0	0	10	0,608	9,392
51a**	6	0	0	0	0	10	1,216	8,784
51a**	7	0	0	0	0	10	1,216	8,784
51a**	8	0	0	0	0	10	1,216	8,784
52**	9	0	0	0	0	10	3,033	6,967
52	10	0	0	0	0	10	4,549	5,451
52	11	0	0	0	0	10	4,549	5,451
52	12	0	0	0	0	10	4,549	5,451
52	13	0	0	0	0	10	4,549	5,451
52	14	0	0	0	0	10	4,549	5,451
52	15	0	0	0	0	10	4,549	5,451
54	16	0	0	0	0	10	10,000	0,000
52	17	0	0	0	0	10	4,549	5,451
52	18	0	0	0	0	10	4,549	5,451
52	19	0	0	0	0	10	4,549	5,451
51a	20	0	0	0	0	10	1,824	8,176
51a	21	0	0	0	0	10	1,824	8,176
51a	22	0	0	0	0	10	1,824	8,176

* a: nova análise do mesmo lote

* *AR-IPHP- II* com 1000 mgDQO/L

** *AR-IPHP-II* com 2000 mgDQO/L

ANEXO III

Variáveis Monitoradas da AR-S da AR-IPHP-I e da AR-IPHP-II

(a) Operação do ASBBR com 500 mgDQO/L

Tabela III.1 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) da AR-S na operação com 500 mgDQO/L (COV 1,6 gDQO/L.d)

Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AB	AVT
1	563,6	8,59	136,6	44,7	181,3	0,33	155,4	36,6
2	539,1	-	-	-	-	-	-	-
3	529,4	-	-	-	-	-	-	-
4 e 5	547,5	8,13	170,4	28,2	198,6	0,17	166,4	45,4
6	515,8	-	-	-	-	-	-	-
7	555,9	-	-	-	-	-	-	-
8	530,1	-	-	-	-	-	-	-
9	492,2	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

(b) Operação do ASBBR com 1000 mgDQO/L

Tabela III.2 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) da AR-IPHP-II na operação com 1000 mgDQO/L (COV 3,1 gDQO/L.d)

Lote	Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AB	AVT
1*	1	965,8	-	-	-	-	-	-	-
1*	2	951,4	-	-	-	-	-	-	-
1*	3 e 4	961,0	7,89	97,1	27,1	0,28	124,1	102,8	30,0
1a*	5	921,0	-	-	-	-	-	-	-
1a*	6	1020,8	-	-	-	-	-	-	-
1a*	7	1013,6	7,87	101,0	23,1	0,23	124,1	104,0	28,3
2*	8	924,6	-	-	-	-	-	-	-
2*	9 e 10	861,5	7,65	93,7	25,4	0,27	119,1	93,1	36,6
2*	11	960,1	7,47	92,5	28,2	0,30	120,8	94,8	36,6
2*	12	974	-	-	-	-	-	-	-
2*	13	1024	7,61	98,2	25,4	0,26	123,6	91,6	45,1
2	14	1183,3	-	-	-	-	-	-	-
3	15	951	7,70	95,9	22,6	0,24	118,5	104,6	19,6
3	17	911,6	-	-	-	-	-	-	-
3	18	1011,5	-	-	-	-	-	-	-
3	19 e 20	1091,35	7,46	88,0	29,3	0,33	117,4	101,6	22,2
4	21 e 22	1290,3	7,80	176,2	41,1	0,23	217,3	207,7	13,6
4	23	1305,2	-	-	-	-	-	-	-

Continuação da Tabela III.2

Lote	Meio	CAF	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AB	AVT
4	24	1225	8,12	168,0	45,8	0,27	213,8	201,6	17,1
4a	25	1312	-	-	-	-	-	-	-
4a	26 e 27	1074,2	8,13	167,9	44,0	0,26	211,9	197,9	19,7
4a	28 e 29	1060,1	8,37	202,6	31,3	0,15	233,9	213,2	29,2
4a	30	1065	8,14	185,3	33,6	0,18	218,9	198,6	28,6
4b	31	1061,4	-	-	-	-	-	-	-
4b	32 e 33	1047,9	-	-	-	-	-	-	-
4b	34	1022,8	-	-	-	-	-	-	-
4b	35	1018,2	-	-	-	-	-	-	-
4b	36	1049	-	-	-	-	-	-	-
4b	37 e 38	1025,7	-	-	-	-	-	-	-
4b	39	1295	-	-	-	-	-	-	-
5	40	781,6	-	-	-	-	-	-	-
5	41	822,4	-	-	-	-	-	-	-
5a	42 e 43	901,6	7,80	143,9	60,0	0,42	203,9	173,2	43,1
6	44	841,7	7,98	174,0	33,9	0,19	207,9	182,3	36,0
6	45	844,6	7,54	150,5	50,5	0,34	201,3	181,9	27,3
7	46	1222,8	7,05	90,6	128,5	1,42	219,1	178,1	57,8
7 e 9	47 e 48	1092,5	-	-	-	-	-	-	-
AR-S	1 e 2	312	-	-	-	-	-	-	-
AR-S	3	311	-	-	-	-	-	-	-
AR-S o	4	584,1	-	-	-	-	-	-	-
AR-S	6	672,2	-	-	-	-	-	-	-
AR-S	7 e 8	907,7	8,66	224,8	70,6	0,31	295,5	232,5	88,6
AR-S	9	292,4	7,86	114,1	43,4	0,38	157,5	106,9	71,2
AR-S	9	292,4	7,86	114,1	43,4	0,38	157,5	106,9	71,2
AR-S	10	984,6	-	-	-	-	-	-	-
9*	49	897,9	6,93	114,3	80,9	0,71	195,2	152,5	60,1
9*	50	829,2	6,99	107,0	72,6	0,68	179,6	146	47,3
10*	51 e 52	935,8	-	-	-	-	-	-	-
10*	53	962	-	-	-	-	-	-	-
10*	54	942,2	7,90	201,0	91,2	0,45	292,2	248,2	61,9
10*	55 e 56	853,1	-	-	-	-	-	-	-
10*	57 e 58	943	-	-	-	-	-	-	-
10*	59	928	-	-	-	-	-	-	-
11*	60	-	-	-	-	-	-	-	-
11*	61 e 62	928	-	-	-	-	-	-	-
11	63 e 64	932	7,81	326,6	75,4	0,23	402,0	384,2	25,1
12	65	890	-	-	-	-	-	-	-
12	66	942	7,82	317,2	80,1	0,25	397,3	348,2	69,3
12	67	963	-	-	-	-	-	-	-
12	68 e 69	962	7,77	297,2	106,8	0,36	404	361,6	59,7
12	70	1000	-	-	-	-	-	-	-
12	71	1002	-	-	-	-	-	-	-
12	72	990	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

* Extrato de carne

** a, b: nova análise do mesmo lote

AR-S – Água Residuária Sintética

Tabela III.3 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) da *AR-IPHP-II* na operação com 1000 mgDQO/L (COV 3,1 gDQO/L.d)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
1a	7	1242	790	46	10
2	14	1472	936	94	52
3	18	1584	976	54	42
5	41	1408	982	28	8
12	70	1754	1260	32	22
12	71	1548	1028	34	16

(c) Operação do ASBBR com 2000 mgDQO/L

Tabela III.4 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) da *AR-IPHP-II* na operação com 2000 mgDQO/L (COV 5,8 gDQO/L.d)

Lote	Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AB	AVT
12	1 e 2	1818,0	7,99	521,0	176,6	0,34	697,6	539,6	222,5
12	3 e 4	1977,8	7,87	506,6	215,1	0,42	721,8	651,0	99,7
12	6 e 7	1923,9	7,88	555,2	208,2	0,38	763,4	708,4	77,5
12	8	1998,9	-	-	-	-	-	-	-
12	9 e 10	2368,1	7,88	673,2	236,0	0,35	909,1	830,0	111,5
13	13	1869,7	7,94	492,7	145,7	0,30	638,5	607,0	44,4
13	14	2487,0	8,03	539,9	137,4	0,25	677,3	644,2	46,6
13	15	1475,3	7,98	485,1	149,2	0,31	634,3	612,2	31,2
13	16 e 17	1695,0	-	-	-	-	-	-	-
15 e 16	18 e 19	1585,2	-	-	-	-	-	-	-
AR-S	1 e 2	541,9	-	-	-	-	-	-	-
AR-S	3	484,1	9,05	193,8	37,3	0,19	231,0	198,1	46,4
AR-S	4	558,8	-	-	-	-	-	-	-
17*	20	887,4	8,07	201,2	37,3	0,19	238,5	208,7	42,0
18*	21	955,2	-	-	-	-	-	-	-
18*	22	1497,1	-	-	-	-	-	-	-
18*	23	1138,0	-	-	-	-	-	-	-
18	24 e 25	1609,0	7,86	661,5	151,2	0,23	812,7	678,2	189,4
19	26	1888,5	7,32	576,5	264,6	0,46	841,1	734,8	149,7
19	27	2084,5	-	-	-	-	-	-	-
19	28	1996,6	8,30	756,0	368,6	0,49	1124,6	854,0	381,0
19	29	1761,4	8,46	718,2	378,0	0,53	1096,2	840,2	360,6
19	30	1952,7	-	-	-	-	-	-	-
19	32	1925,5	7,98	661,5	387,5	0,59	1049,0	797,5	354,2
19	33	1924,7	8,08	689,9	368,6	0,53	1058,4	806,1	355,4
19	34	1990,0	8,20	741,8	359,1	0,48	1100,9	1037,0	90,0
19	36	1903,6	-	-	-	-	-	-	-
19 e 20	37 e 38	1556,0	8,19	283,5	47,3	0,17	330,8	319,7	15,6

Continuação da Tabela III.4

Lote	Meio	C _{AF}	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AB	AVT
20	39	2042,0	8,07	652,1	226,8	0,35	878,9	845,7	46,7
21	41	1856,0	-	-	-	-	-	-	-
21	42	2048,9	8,11	557,6	122,9	0,22	680,4	658,4	31,0
21	43	1863,6	8,12	552,8	118,1	0,21	671,0	653,7	24,3
21	44	1903,0	-	-	-	-	-	-	-
21	45	1891,5	-	-	-	-	-	-	-
21	47	1760,2	-	-	-	-	-	-	-
AR-S	49 e 50	-	7,33	440,4	156,2	0,35	596,5	584,8	16,5
AR-S	2	456,1	-	-	-	-	-	-	-
AR-S	3	539,1	-	-	-	-	-	-	-
AR-S	5 e 6	675,9	-	-	-	-	-	-	-
AR-S	7	561,7	-	-	-	-	-	-	-
23*	51	886,8	-	-	-	-	-	-	-
23	52	1939,5	-	-	-	-	-	-	-
24*	54	933,4	-	-	-	-	-	-	-
24*	55	967,0	-	-	-	-	-	-	-
24	56	1792,2	-	-	-	-	-	-	-
24	57	1843,0	-	-	-	-	-	-	-
25	58	1865,4	-	-	-	-	-	-	-
25	59	1860,0	-	-	-	-	-	-	-
25	60	2200,2	-	-	-	-	-	-	-
26	61	2531,4	7,33	570,3	345,9	0,61	916,2	735,8	254,1
26	62	1871,0	8,10	551,6	177,6	0,32	729,2	702,6	37,5
26	63	1845,6	-	-	-	-	-	-	-
26	64	1780,2	-	-	-	-	-	-	-
27	65	1780,2	7,55	645,1	271,1	0,42	916,2	809,8	149,8
27	66	1728,0	-	-	-	-	-	-	-
27	67	1743,6	7,53	645,1	243,1	0,38	888,2	765,8	172,3
27	68	1806,0	-	-	-	-	-	-	-
27	69	2011,0	-	-	-	-	-	-	-
27	70	2169,6	-	-	-	-	-	-	-
29	71	2017,8	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

* AR-IPHP-II com 1000 mgDQO/L

Tabela III.5 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) da *AR-IPHP-II* na operação com 2000 mgDQO/L (COV 5,8 gDQO/L.d)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
12	4	3286	2236	124	54
12	6 e 7	3142	2038	112	48
13	11 e 12	3258	2420	206	62
15	18	3006	2112	128	42
19	28	4030	2464	126	54
19	33	3998	2836	118	54
20	39	4662	3516	272	78
27	68	3612	2050	114	42
27	70	4206	2530	240	92

(d) Operação do ASBBR com 4000 mgDQO/L

Tabela III.6 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) da *AR-IPHP-II* na operação com 4000 mgDQO/L (COV 12,0 gDQO/L.d)

Lote	Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AB	AVT
29	2 e 3	4032,2	7,91	647,0	209,2	0,32	856,2	829,4	37,7
29	a	3849,2	-	-	-	-	-	-	-
29	4	3957,0	-	-	-	-	-	-	-
30	5	3752,1	8,13	625,5	180,4	0,29	806	766,5	55,6
30	6	3508,1	-	-	-	-	-	-	-
30	7 e 8	4135,0	8,09	1051,0	309,5	0,29	1360,5	1297,6	88,6
30	9	3836,8	7,88	1102,8	249,1	0,23	1351,9	1271,3	113,5
30	10	4334,0	-	-	-	-	-	-	-
30	11	5530,0	8,21	1110,4	228,0	0,21	1338,5	1270,8	95,3
30	12	4228,1	-	-	-	-	-	-	-
31	13 e 14	3517,5	8,38	1119,1	254,9	0,23	1373,9	1330,8	60,7
31	15	3960,3	-	-	-	-	-	-	-
31	16	3889,0	-	-	-	-	-	-	-
31	17	3841,0	-	-	-	-	-	-	-
31	18	4121,3	-	-	-	-	-	-	-
31	19 e 20	4246,5	8,13	961,0	271,1	0,28	1232,1	1193,8	54,0
32	21	4204,8	-	-	-	-	-	-	-
32	22	4155,6	-	-	-	-	-	-	-
32	23	3869,0	8,17	928,4	316,2	0,34	1244,6	1218,9	36,2
32	24	3444,6	8,18	951,4	306,6	0,32	1258,0	1235,4	31,8
33	25	4057,3	-	-	-	-	-	-	-
33	26	3780,5	-	-	-	-	-	-	-
33	27	3811,5	8,42	1105,6	304,7	0,28	1410,3	1323,8	121,8
33	28 e 29	3788,0	8,31	1055,8	330,5	0,31	1386,4	1329,2	80,6
33	30	3949,6	8,24	1135,3	315,2	0,28	1450,6	1393,0	81,1
33**	31	2158,7	-	-	-	-	-	-	-
33**	32	1998,6	8,31	725,3	229,0	0,32	954,3	928,6	36,2

Continuação da Tabela III.6

33**	33	2025,2	-	-	-	-	-	-	-
33	34	3948,0	-	-	-	-	-	-	-
35	35	3847,0	8,07	503,0	189,7	0,38	692,7	641,2	72,5
35	36	4044,0	8,05	477,1	242,4	0,51	719,5	666,9	74,2
35	37	3847,0	-	-	-	-	-	-	-
36*	38 e 39	987,4	-	-	-	-	-	-	-
37**	40	1849,2	-	-	-	-	-	-	-
37**	41	1983,0	8,07	467,7	165,3	0,35	632,9	590,9	59,2
37**	42	1942,0	-	-	-	-	-	-	-
37	43	3989,0	-	-	-	-	-	-	-
37	44 e 45	3829,5	8,23	899,0	264,4	0,29	1163,4	1101,4	87,3
37	46	4211,7	8,23	849,4	280,9	0,33	1130,3	1072,5	81,5
37	47	3873,1	8,25	869,2	264,4	0,30	1133,6	1078,9	77,0
37	48 e 49	-	8,37	672,6	203,3	0,30	875,8	832,0	61,7

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

* AR-IPHP-II com 1000 mgDQO/L

** AR-IPHP-II com 2000 mgDQO/L

Tabela III.7 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) da AR-IPHP-II na operação com 4000 mgDQO/L (COV 12,0 gDQO/L.d)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
30	6	5874	4740	108	84
30	12	6156	4334	88	42
31	18	5912	3958	118	82
32	21	5072	3116	146	68
32	23	5536	3556	188	94
33	26	5084	3156	210	70
33	27	5440	3298	178	84
33	31	6674	3974	194	60
37	43	4752	3252	132	50
37	46	4546	2472	172	76

(e) Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-II – Alimentação em batelada

Tabela III.8 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) da AR-IPHP-II na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada (COV 9,4 gDQO/L.d)

Lote	Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AB	AVT
38*	50	1052,5	-	-	-	-	-	-	-
38*	51	821,0	-	-	-	-	-	-	-
38*	52	1255,5	-	-	-	-	-	-	-
38*	53 e 54	1053,7	7,70	244,6	95,8	0,39	340,4	320,5	28,0
38*	55	1038,9	-	-	-	-	-	-	-
38*	56	1123,6	8,11	251,2	90,9	0,36	342,1	321,3	29,2
38**	57	1659,0	-	-	-	-	-	-	-
40**	58 e 59	1974,8	8,12	561,9	115,7	0,21	677,5	651,0	37,4
40	60	2989,2	-	-	-	-	-	-	-
40	61	3135,0	8,06	518,9	120,6	0,23	639,5	612,2	38,4
40	62	3092,3	8,03	411,5	132,2	0,32	543,7	516,5	38,3
40	63 e 64	3106,0	8,17	533,8	128,9	0,24	662,7	641,0	30,5
41	65	2931,2	8,06	418,1	150,4	0,36	568,5	547,4	29,6
41	66	3293,5	8,12	466,0	119,0	0,26	585,0	557,2	39,1
41	67	2835,2	-	-	-	-	-	-	-
41	68 e 69	3247,0	8,21	487,5	100,8	0,21	588,3	561,9	37,2
41	70	2896,6	8,01	413,1	119,0	0,29	532,1	512,1	28,2
41	71	3326,0	-	-	-	-	-	-	-
41	72	3148,0	-	-	-	-	-	-	-
41	73	3349,0	-	-	-	-	-	-	-
41	74 e 75	3392,4	-	-	-	-	-	-	-
42	76	3392,0	-	-	-	-	-	-	-
42	77	3184,0	-	-	-	-	-	-	-
42	78	3271,5	-	-	-	-	-	-	-
42	79 e 80	3223,7	7,70	456,1	123,9	0,27	580,0	539,5	57,1
42	81	3243,2	7,90	472,6	107,4	0,23	580,0	548,6	44,2
42	82	3157,0	-	-	-	-	-	-	-
42	83	2844,2	-	-	-	-	-	-	-
42	84 e 85	2964,0	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

* AR-IPHP-II com 1000 mgDQO/L

** AR-IPHP-II com 2000 mgDQO/L

Tabela III.9 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) da *AR-IPHP-II* na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada (COV 9,4 gDQO/L.d)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
41	65	3004	2198	62	34
41	67	3478	2544	40	12
41	70	3642	2512	12	14
41	73	3412	2454	54	26
42	77	3554	2594	24	20
42	78	3280	2315,8	74	58
42	80	2768	2050	54	12

(f) Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada

Tabela III.10 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) da *AR-IPHP-I* na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Lote	Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AB	AVT
45	1	2954,7	-	-	-	-	-	-	-
45	2	3026,2	8,00	572,60	123,80	0,22	696,40	670,30	36,70
45	3	2969,3	8,10	557,10	123,80	0,22	680,90	655,30	36,10
45	4 e 5	3047,7	7,98	541,6	154,7	0,29	696,4	672,1	34,2
45	6	2992,1	7,95	541,6	154,7	0,29	696,4	672,1	34,2
45	7	3008,6	-	-	-	-	-	-	-
45	8	3045,4	-	-	-	-	-	-	-
45	9 e 10	3015,5	7,99	572,6	123,8	0,22	696,4	663,6	46,1

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

Tabela III.11 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) da *AR-IPHP-II* na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
45	1	2974	2274	48	24
45	3	2950	2086	46	26
45	6	2984	2200	58	38
45	8	2924	2172	68	32

(g) Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

Tabela III.12 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis (AVT) da *AR-IPHP-I* na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (COV 9,2 gDQO/L.d)

Lote	Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AB	AVT
45	1	2981,0	-	-	-	-	-	-	-
45	2	3031,5	7,99	541,6	154,7	0,29	696,4	670,7	36,1
45	3 e 4	2917,6	7,90	541,6	154,7	0,29	696,4	669,0	38,6
45	5	2969,5	7,91	526,1	154,7	0,29	680,9	653,1	39,2
46	6	3053,7	-	-	-	-	-	-	-
46	7	3094,1	-	-	-	-	-	-	-
46	8	3053,4	-	-	-	-	-	-	-
46	9	3094,3	-	-	-	-	-	-	-
46	10	3000,0	7,60	464,2	185,7	0,40	649,9	584,6	92,1
46	11	3060,3	-	-	-	-	-	-	-
47	12	3095,4	-	-	-	-	-	-	-
47	13	3025,0	-	-	-	-	-	-	-
47*	14	1013,8	7,50	541,6	201,2	0,37	742,8	627,9	161,7
47	15	2929,0	-	-	-	-	-	-	-
47	16	3105,0	-	-	-	-	-	-	-
47*	17 e 18	982,4	-	-	-	-	-	-	-
47*	19	956,8	8,06	250,7	44,9	0,18	295,6	286,1	13,3
49	20	3019,0	8,07	572,6	116,1	0,20	688,6	669,1	27,5
49	21	2924,0	8,14	581,8	111,4	0,19	693,3	660,9	45,6
49	22	3158,0	-	-	-	-	-	-	-
49	22 e 23	3114,5	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

* *AR-IPHP-II* com 1000 mgDQO/L

Tabela III.13 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) da *AR-IPHP-I* na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (COV 9,2 gDQO/L.d)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
45	1	2820	2064	46	20
46	6	2966	1922	82	66
46	10	3898	2924	98	62
46	11	3554	2606	54	44
47	15	2668	1806	62	32

(h) Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada alimentada

Tabela III.14 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) da *AR-IPHP-II* na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada alimentada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Lote	Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AB	AVT
49	1	6000,0	-	-	-	-	-	-	-
51	2	6475,1	8,0	512,2	151,7	0,30	663,9	644,5	27,3
51a	3	6587,8	7,7	506,0	196,5	0,39	702,5	649,2	75,1
51a*	4	1811,9	-	-	-	-	-	-	-
51a*	5	1875,0	7,9	276,6	61,3	0,22	337,8	300,8	52,2
51a**	6	4447,5	-	-	-	-	-	-	-
51a**	7	3931,2	-	-	-	-	-	-	-
51a**	8	3849,3	8,0	519,9	154,7	0,30	674,7	633,1	58,6
52**	9	4069,0	-	-	-	-	-	-	-
52	10	5808,0	-	-	-	-	-	-	-
52	11	5636,4	8,1	858,8	216,6	0,25	1075,5	1022,8	74,3
52	12	5957,4	7,7	1064,7	267,7	0,25	1332,4	1194,2	194,6
52	13	5995,7	7,6	1035,3	314,1	0,30	1349,4	1207,4	200,0
52	14	6093,8	7,6	981,1	331,2	0,34	1312,2	1184,2	180,3
52	15	5994,4	7,5	976,4	351,3	0,36	1327,7	1199,1	181,1
54	16	6067,0	-	-	-	-	-	-	-
52	18	5263,9	-	-	-	-	-	-	-
52	19	6022,0	-	-	-	-	-	-	-
51a	20	6126,7	-	-	-	-	-	-	-
51a	21	5539,9	7,7	470,3	168,6	0,36	638,9	512,0	178,7
51a	22	5742,7	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

* *AR-IPHP-II* com 1000 mgDQO/L

** *AR-IPHP-II* com 2000 mgDQO/L

Tabela III.15 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) da *AR-IPHP-II* na operação com 3000 mgDQO/L – Alimentação em batelada alimentada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
51	2	2804	2128	54	44
52	11	4054	2850	90	68
52	14	4710	3054	104	46
52	19	3808	2950	112	76

ANEXO IV

Variáveis Monitoradas do Efluente

(a) Operação do ASBBR com 500 DQO/L

Tabela IV.1 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 500 mgDQO/L (COV 1,6 gDQO/L.d)

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
5	108,0	79,8	98,2	81,6	6,97	314,0	97,3	0,31	411,3	79,9	354,6
7	68,7	87,1	63,6	88,1	7,33	163,6	42,9	0,26	206,5	22,4	1906
10	77,0	85,6	48,2	91,0	7,37	158,6	44,6	0,28	203,1	20,7	188,5
12	65,3	87,8	55,9	89,5	-	-	-	-	-	-	-

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela V.2 – Volume descarregado na operação com 500 mgDQO/L (COV 1,6 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	Descarga (L)
10	2,42
12	2,50

(b) Operação do ASBBR com 1000 mgDQO/L

Tabela IV.3 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 1000 mgDQO/L (COV 3,1 gDQO/L.d)

Tempo	C_{ST}	ε_T	C_{SS}	ε_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
2	439,3	54,3	419,4	56,4	7,37	147,8	36,1	184,0	0,24	171,4	17,7
5	278,3	71,1	271,0	71,8	7,38	145,0	31,0	176,1	0,21	157,1	26,7
7	106,3	88,9	94,7	90,2	7,12	141,6	33,9	175,5	0,24	164,2	15,9
9	114,1	88,1	90,7	90,6	7,25	144,5	35,0	179,4	0,24	165,5	19,7
12	100,4	89,6	75,0	92,2	7,21	125,8	33,3	159,1	0,26	147,6	16,2
14	93,0	90,3	88,2	90,8	7,26	137,7	28,2	165,9	0,20	144,3	30,4
16	80,9	91,6	58,6	93,9	7,38	179,4	38,9	218,4	0,22	205,0	18,8
19	156,1	83,8	107,2	88,9	7,34	159,1	36,1	195,2	0,23	184,6	14,9
21	113,1	88,2	90,1	90,6	7,47	268,0	71,7	339,7	0,27	321,7	25,3
23	128,2	86,7	106,3	88,9	7,29	159,1	53,0	212,2	0,33	202,3	13,9
26	55,8	94,2	47,3	95,1	7,33	281,9	85,7	367,6	0,30	341,1	37,4
29	74,1	92,3	63,4	93,4	-	-	-	-	-	-	-
30	64,6	93,3	52,9	94,5	7,18	321,9	78,7	400,7	0,24	383,7	23,9
33	60,1	93,8	38,7	96,0	7,52	335,8	45,2	381,0	0,13	358,5	31,7
35	58,7	93,9	39,0	95,9	7,32	319,6	52,1	371,7	0,16	346,0	36,2
36	60,4	93,7	50,5	94,7	-	-	-	-	-	-	-
40	106,6	88,9	96,4	90,0	7,11	276,8	97,3	374,0	0,35	336,8	52,4
42	109,5	88,6	90,7	90,6	-	-	-	-	-	-	-
44	79,8	91,7	66,3	93,1	-	-	-	-	-	-	-
47	173,9	81,9	146,9	84,7	-	-	-	-	-	-	-
48	239,6	75,1	184,8	80,8	6,56	184,4	137,7	322,1	0,75	277,3	63,1
49	242,7	74,8	207,7	78,4	-	-	-	-	-	-	-
50	182,3	81,0	139,6	85,5	7,00	262,8	160,8	423,5	0,61	382,1	58,4
51	190,1	80,2	154,8	83,9	6,89	287,8	118,5	406,2	0,41	360,9	63,8
54	140,6	85,4	91,9	90,4	7,43	356,3	59,7	416,0	0,17	359,6	79,4
56	178,8	81,4	146,7	84,7	6,11	90,6	223,7	314,3	2,47	258,0	79,3
58	318,9	66,8	243,6	74,7	-	-	-	-	-	-	-
61	84,8	91,2	59,0	93,9	6,68	155,0	112,5	267,5	0,73	256,9	14,9
65	68,7	92,9	57,1	94,1	7,07	219,1	66,4	285,5	0,30	271,8	19,4
68	73,0	92,4	56,0	94,2	6,98	343,4	129,9	473,3	0,38	454,0	27,2
70	75,8	92,1	57,1	94,1	6,91	306,7	167,2	474,0	0,55	458,3	22,0
72	61,0	93,7	26,7	97,2	6,83	220,6	181,5	402,0	0,82	382,3	27,8
75	102,6	89,3	73,8	92,3	6,76	213,1	94,0	307,1	0,44	279,4	39,1
76	108,3	88,7	81,2	91,6	6,75	226,1	85,6	311,8	0,38	296,1	22,0
77	76,7	92,0	50,2	94,8	6,76	228,9	94,0	322,9	0,41	306,3	23,4
79	213,0	77,8	109,0	88,7	6,77	242,0	86,5	328,5	0,36	314,2	20,1
82	127,0	86,8	91,0	90,5	6,88	260,6	90,3	350,8	0,35	332,3	26,2
83	127,0	86,8	106,0	89,0	6,86	280,1	83,8	363,9	0,30	311,1	74,3
84	96,0	90,0	92,0	90,4	-	-	-	-	-	-	-
86	84,0	91,3	72,0	92,5	6,83	358,3	89,3	447,6	0,25	410,5	52,3
87	64,0	93,3	39,0	95,9	-	-	-	-	-	-	-
88	121,0	87,4	93,0	90,3	-	-	-	-	-	-	-

Continuação da Tabela IV.3

89	137,0	85,8	100,0	89,6	7,05	434,1	124,7	558,7	0,29	537,4	30,0
90	144,0	85,0	101,0	89,5	7,01	443,0	119,1	562,1	0,27	514,5	67,0
91	133,0	86,2	108,0	88,8	7,06	435,2	118,0	553,2	0,27	508,5	62,9
95	285,0	70,4	91,0	90,5	7,20	527,4	120,7	648,1	0,23	609,8	53,9
96	126,0	86,9	123,0	87,2	-	-	-	-	-	-	-
96	135,0	86,0	118,0	87,7	-	-	-	-	-	-	-
98	92,0	90,4	77,0	92,0	7,05	368,5	107,4	475,9	0,29	452,5	32,9

Unidades:

Tempo = dia

 C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L ϵ_T ; ϵ_S = %AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela IV.4 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 1000 mgDQO/L (COV 3,1 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
15	288	138	76	50
20	884	348	48	52
36	532	530	58	50
42	412	246	54	50
48	602	374	54	38
50	658	394	52	60
96	830	334	64	64

Tabela IV.5 – Volume descarregado na operação com 1000 mgDQO/L (COV 3,1 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	Descarga (L)	Tempo (dia)	Descarga (L)
2	2,49	61	1,87
5	2,40	62	1,88
7	2,34	65	1,91
9	2,30	68	1,88
12	2,28	70	1,90
14	2,29	72	1,89
16	2,29	75	1,87
19	2,11	77	1,86
21	2,18	79	1,88
33	2,03	86	1,88
35	1,90	87	1,88
42	1,90	89	1,88
47	1,82	90	1,88
50	1,82	91	1,87
51	1,84	95	1,90
54	1,90	96	1,84
56	1,86	98	1,84
58	1,88	-	-

(c) Operação do ASBBR com 2000 mgDQO/L

Tabela IV.6 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L (COV 5,8 gDQO/L.d)

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
3	191,0	90,1	157,0	91,8	-	-	-	-	-	-	-
4	250,1	87,0	217,8	88,7	7,11	728,7	263,7	992,4	0,36	937,4	77,5
7	317,5	83,5	289,5	84,9	7,05	687,1	242,9	930,0	0,35	871,8	82,0
10	317,0	83,5	263,1	86,3	7,13	721,8	277,6	999,4	0,38	939,6	84,2
11	425,8	77,8	394,9	79,4	-	-	-	-	-	-	-
12	549,6	71,4	450,4	76,5	7,01	680,1	305,4	985,5	0,45	888,6	136,5
14	549,6	71,4	451,4	76,5	6,99	707,9	305,4	1013,2	0,43	896,9	163,8
18	440,7	77,0	337,1	82,4	7,12	624,6	265,1	889,7	0,42	780,8	153,3
19	547,6	71,5	495,9	74,2	6,86	545,5	326,9	872,4	0,60	750,2	172,0
21	357,6	81,4	327,7	82,9	7,02	601,7	310,9	912,6	0,52	840,5	101,6
24	439,1	77,1	395,8	79,4	7,08	642,0	318,5	960,5	0,50	844,8	162,9
27	62,7	88,1	52,4	90,1	-	-	-	-	-	-	-
31	28,1	94,7	15,1	97,1	7,67	298,1	44,7	342,8	0,15	324,8	25,4
32	20,3	96,2	8,7	98,4	-	-	-	-	-	-	-
34	47,8	95,7	36,0	96,8	7,63	290,7	44,7	335,4	0,15	318,1	24,3
36	33,2	97,0	13,1	98,8	7,66	372,7	44,7	417,4	0,12	378,2	55,2
37	92,5	91,7	63,3	94,3	-	-	-	-	-	-	-
41	134,2	92,9	99,1	94,7	7,64	869,4	236,3	1105,7	0,27	1065,4	56,7
43	252,3	86,6	208,4	89,0	-	-	-	-	-	-	-
44	129,4	93,1	69,7	96,3	-	-	-	-	-	-	-
45	128,7	93,2	76,1	96,0	7,48	1209,6	335,5	1545,1	0,28	1517,2	39,2
50	159,9	91,5	103,9	94,5	7,57	1171,8	359,1	1530,9	0,31	1508,0	32,3
51	156,7	91,7	108,1	94,3	7,48	1190,7	330,8	1521,5	0,28	1506,6	20,9
52	147,6	92,2	99,8	94,7	-	-	-	-	-	-	-
55	167,7	91,1	121,0	93,6	7,59	1256,9	302,4	1559,3	0,24	1532,5	37,7
57	122,3	93,5	90,9	95,2	7,07	1058,4	241,0	1299,4	0,23	1277,7	30,5
58	143,2	92,4	109,3	94,2	7,10	623,7	212,6	836,3	0,34	816,8	27,5
59	132,9	93,0	81,1	95,7	7,35	567,0	155,9	722,9	0,28	696,5	37,2
62	168,5	91,1	133,4	92,9	7,35	822,2	207,9	1030,1	0,25	988,8	58,1
64	195,0	89,7	167,3	91,1	6,98	770,2	203,2	973,4	0,26	913,7	84,1
66	315,4	83,3	265,8	85,9	-	-	-	-	-	-	-
69	383,0	79,7	351,1	81,4	-	-	-	-	-	-	-
73	89,3	84,0	46,4	91,7	7,09	311,8	134,8	446,6	0,43	424,4	31,3
76	33,8	93,9	25,8	95,4	6,86	272,5	169,7	442,2	0,62	385,7	79,6
78	43,2	92,3	11,2	98,0	7,29	397,1	113,5	510,6	0,29	469,5	57,9
83	44,5	92,0	31,7	94,3	-	-	-	-	-	-	-
86	699,3	66,9	649,7	69,3	6,77	486,1	453,4	939,6	0,93	793,5	205,8
87	732,7	65,3	698,0	67,0	7,04	944,2	575,0	1519,2	0,61	1335,6	258,6
88	292,2	69,2	268,5	71,7	-	-	-	-	-	-	-
90	97,7	89,7	64,6	93,2	7,68	617,0	93,5	710,5	0,15	680,3	42,6
92	191,1	90,1	132,1	93,1	-	-	-	-	-	-	-
95	145,9	92,4	100,1	94,8	-	-	-	-	-	-	-

Continuação da Tabela IV.6

98	132,9	93,1	123,8	93,6	-	-	-	-	-	-	-
100	243,6	87,4	174,7	90,9	7,36	991,0	317,9	1308,9	0,32	1264,9	62,0
101	223,0	88,4	181,5	90,6	7,44	1112,5	336,6	1449,1	0,30	1403,9	63,7
104	267,5	86,1	225,2	88,3	7,73	953,6	121,5	1075,1	0,13	1018,4	79,9
105	204,6	89,4	145,2	92,5	7,18	794,7	187,0	981,6	0,24	952,6	41,0
107	169,9	91,2	143,8	92,5	-	-	-	-	-	-	-
108	169,9	91,2	136,3	92,9	7,37	1168,6	327,2	1495,8	0,28	1465,7	42,5
110	228,2	88,2	201,0	89,6	-	-	-	-	-	-	-
111	186,5	90,3	149,0	92,3	-	-	-	-	-	-	-
112	194,8	89,9	150,8	92,2	-	-	-	-	-	-	-
113	177,9	90,8	141,9	92,6	-	-	-	-	-	-	-
114	110,8	94,3	76,3	96,0	-	-	-	-	-	-	-

Unidades:

Tempo = dia

 C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L ϵ_T ; ϵ_S = %AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela IV.7 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 2000 mgDQO/L (COV 5,8 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
4	3286	2236	62	54
11	1788	690	30	44
14	2104	1268	108	64
25	1670	548	66	72
43	2176	832	92	76
51	2072	674	64	126
58	1332	528	88	60
110	2056	614	108	82
112	2268	838	70	86

Tabela IV.8 – Volume descarregado na operação com 2000 mgDQO/L (COV 5,8 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	Descarga (L)	Tempo (dia)	Descarga (L)
3	1,80	55	1,90
4	1,94	57	1,88
10	1,78	58	1,84
12	1,76	59	1,86
14	1,72	62	1,84
17	1,68	64	1,81
18	1,78	73	1,70
19	1,92	80	1,81
21	1,90	85	1,58
24	1,72	86	1,58
29	2,00	87	1,58
31	1,98	90	1,82
34	1,96	92	1,82
35	1,96	95	1,82
36	1,94	100	1,81
38	1,94	101	1,78
41	1,90	104	1,72
43	1,94	105	1,82
44	1,94	107	1,82
45	1,92	108	1,78
50	1,88	110	1,78
51	1,90	113	1,82
52	1,88	114	1,78

(d) Operação do ASBBR com 4000 mgDQO/LTabela IV.9 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 4000 mgDQO/L (COV 12,0 gDQO/L.d)

Tempo	C_{ST}	ε_T	C_{SS}	ε_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
2	259,2	93,5	228,2	94,3	7,40	792,9	238,5	1031,4	0,30	974,6	80,1
3	-	-	-	-	7,09	639,7	354,1	993,7	0,55	935,3	82,3
5	183,2	95,4	123,8	96,9	-	-	-	-	-	-	-
6	465,6	88,3	425,7	89,3	-	-	-	-	-	-	-
7	369,9	90,7	283,2	92,9	7,90	842,1	217,1	1059,1	0,26	1011,4	67,2
8	295,4	92,6	245,5	93,9	7,37	901,7	224,9	1126,6	0,25	1068,3	82,1
9	317,5	92,0	264,1	93,4	7,44	1585,7	533,7	2119,3	0,34	2030,5	125,0
12	418,7	89,5	259,8	93,5	7,71	1587,6	307,6	1895,1	0,19	1840,2	77,3
14	179,5	95,5	118,3	97,0	7,70	1489,8	312,3	1802,2	0,21	1740,4	87,0
15	491,4	87,7	393,9	90,1	7,80	1429,5	238,6	1668,1	0,17	1542,3	177,1
16	632,4	84,2	527,5	86,8	7,38	544,2	161,0	705,2	0,30	658,9	65,2
16	479,8	88,0	407,6	89,8	-	-	-	-	-	-	-
17	338,2	91,5	294,9	92,6	-	-	-	-	-	-	-
19	390,4	90,2	296,6	92,6	-	-	-	-	-	-	-
20	421,5	89,4	311,5	92,2	-	-	-	-	-	-	-

Continuação da Tabela IV.9

21	412,5	89,7	354,2	91,1	-	-	-	-	-	-	-
22	377,4	90,5	297,6	92,5	-	-	-	-	-	-	-
23	412,2	89,7	348,2	91,3	-	-	-	-	-	-	-
25	355,2	91,1	288,5	92,8	-	-	-	-	-	-	-
26	465,5	88,3	366,5	90,8	7,35	1430,4	541,3	1971,8	0,38	1830,7	198,7
27	366,3	90,8	292,1	92,7	-	-	-	-	-	-	-
28	352,7	91,2	288,4	92,8	7,25	1195,7	561,4	1757,2	0,47	1630,4	178,5
29	511,6	87,2	408,6	89,8	7,40	1290,6	563,4	1853,9	0,44	1725,6	180,8
30	411,7	89,7	352,1	91,2	7,50	1355,7	459,9	1815,6	0,34	1716,5	139,6
33	329,0	91,8	247,0	93,8	7,59	1326,0	436,9	1762,9	0,33	1707,9	77,5
34	1034,8	74,1	1027,7	74,3	-	-	-	-	-	-	-
35	739,9	81,5	667,5	83,3	7,60	1364,3	431,1	1795,5	0,32	1651,3	203,1
36	761,1	80,9	700,0	82,5	7,57	1422,8	453,2	1876,0	0,32	1729,4	206,4
37	898,0	77,5	808,8	79,7	7,59	1345,2	491,5	1836,7	0,37	1669,2	235,8
40	859,6	78,5	740,6	81,4	7,84	1521,5	490,5	2012,0	0,32	1867,7	203,3
41	1025,4	74,3	1015,0	74,6	-	-	-	-	-	-	-
42	1032,2	49,9	1030,6	50,0	-	-	-	-	-	-	-
44	320,4	84,5	242,6	88,2	7,23	576,7	196,6	773,4	0,34	743,0	42,8
47	825,0	79,0	713,8	81,8	7,26	1178,2	469,3	1647,6	0,40	1480,0	236,0
48	861,4	78,0	786,2	80,0	6,98	1153,5	773,4	1926,8	0,67	1680,2	347,3
50	1018,8	74,0	1010,5	74,2	7,13	1189,8	879,1	2068,9	0,74	1746,5	454,2
54	287,5	70,9	192,6	80,5	7,25	347,0	132,2	479,2	0,38	419,8	83,6
55	266,3	86,2	239,7	87,5	7,24	543,7	195,0	738,7	0,36	672,8	92,8
56	298,8	84,5	228,0	88,2	7,22	542,0	186,7	728,8	0,34	659,5	97,5
57	274,1	85,8	212,8	88,9	7,16	629,6	219,8	849,4	0,35	781,8	95,2
58	863,0	78,3	758,0	80,9	7,28	991,5	376,8	1368,3	0,38	1163,5	288,4
60	-	-	-	-	7,38	1133,6	482,5	1616,2	0,43	1397,0	308,6
61	960,4	75,8	881,7	77,8	-	-	-	-	-	-	-
62	1010,1	74,6	922,1	76,8	-	-	-	-	-	-	-
63	780,5	80,4	706,0	82,2	7,23	1151,8	442,9	1594,7	0,38	1421,2	244,3
65	880,8	77,8	829,8	79,1	7,15	1082,4	472,6	1555,0	0,44	1340,5	302,2

Unidades:

Tempo = dia

 C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L ϵ_T ; ϵ_S = %AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela IV.10 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 4000 mgDQO/L (COV 12,0 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
5	2754	1008	122	132
10	2620	954	136	94
17	2970	1088	126	98
20	3206	1020	148	108
22	2654	836	110	86
25	2880	1242	184	116
26	3186	1088	152	96
30	3362	1324	164	124
36	4118	1350	196	158
46	3136	1214	156	120

Tabela IV.11 – Volume descarregado na operação com 4000 mgDQO/L (COV 12,0 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	Descarga (L)
2	1,92
5	1,80
6	1,82
8	1,82
9	1,84
12	1,95
14	1,93
16	1,84
17	1,90
19	1,84
20	1,90
26	1,84
27	1,88
28	1,88
29	1,90
30	1,92
33	1,84
34	1,80
36	1,96
37	1,95
42	1,92
43	1,80
44	1,95
50	1,90
51	1,80
54	1,80
55	1,88
56	1,92
57	1,90
58	1,94
62	1,94
63	1,86
65	1,86

(e) Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-II – Alimentação em batelada

Tabela IV.12 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-II – Alimentação em batelada (COV 9,4 gDQO/L.d)

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	328,0	69,0	228,6	78,4	-	-	-	-	-	-	-
2	251,8	76,2	199,9	81,1	7,22	411,5	110,7	522,2	0,27	503,5	26,3
3	240,2	77,3	191,0	81,9	7,07	343,7	109,1	452,8	0,32	433,9	26,6
6	187,0	82,3	163,2	84,6	-	-	-	-	-	-	-
7	178,5	83,1	158,7	85,0	7,00	332,2	152,0	484,2	0,46	471,2	18,3
8	157,6	85,1	135,2	87,2	7,05	305,7	128,9	434,6	0,42	414,4	28,4
9	150,3	85,8	132,9	87,4	-	-	-	-	-	-	-
10	170,1	90,6	150,8	91,7	7,19	507,3	132,2	639,5	0,26	609,0	43,0
11	299,8	83,5	271,9	85,0	7,33	578,4	161,9	740,3	0,28	693,8	65,6
14	238,7	86,9	214,0	88,2	7,59	735,4	186,7	922,1	0,25	898,8	32,8
15	310,7	90,1	288,3	90,8	7,63	859,3	181,8	1041,1	0,21	1001,3	56,0
16	377,3	88,0	342,0	89,1	7,58	861,0	188,4	1049,3	0,22	990,5	82,8
17	362,9	88,5	330,7	89,5	7,57	778,3	211,5	989,9	0,27	932,7	80,6
18	342,2	89,1	316,3	89,9	7,61	768,4	203,3	971,7	0,26	926,8	63,2
21	445,8	85,8	412,4	86,9	7,48	746,9	221,4	968,4	0,30	909,0	83,6
22	584,2	81,4	553,3	82,4	-	-	-	-	-	-	-
23	422,0	86,6	389,9	87,6	7,12	518,9	269,4	788,2	0,52	729,9	82,2
24	537,1	82,9	491,5	84,4	-	-	-	-	-	-	-
25	475,9	84,9	438,5	86,1	7,24	565,2	242,9	808,1	0,43	754,2	75,9
28	297,8	90,5	237,8	92,4	7,36	646,1	218,1	864,3	0,34	811,0	75,0
29	257,7	91,8	222,5	92,9	-	-	-	-	-	-	-
30	320,4	89,8	291,3	90,7	7,22	307,0	64,2	371,2	0,21	355,2	22,5
31	259,7	91,7	231,8	92,6	7,18	295,6	84,0	379,6	0,28	364,3	21,5
32	225,8	92,8	198,8	93,7	-	-	-	-	-	-	-
34	208,3	93,4	173,1	94,5	-	-	-	-	-	-	-
35	167,5	94,7	120,5	96,2	7,47	304,8	72,6	377,3	0,24	366,2	15,6
36	148,5	95,3	121,7	96,1	7,30	301,7	103,1	404,8	0,34	394,5	14,6
37	159,1	94,9	122,2	96,1	-	-	-	-	-	-	-
38	152,4	95,2	114,9	96,3	7,38	286,4	203,2	489,6	0,71	466,9	32,0
39	161,1	94,9	120,7	96,2	7,32	188,7	80,2	268,9	0,43	257,1	16,6
42	205,3	93,5	135,6	95,7	7,88	328,4	68,7	397,2	0,21	388,1	12,8
43	235,7	92,5	132,6	95,8	-	-	-	-	-	-	-
44	249,2	92,1	214,4	93,2	-	-	-	-	-	-	-
45	229,8	92,7	176,4	94,4	-	-	-	-	-	-	-
46	211,7	93,3	144,8	95,4	-	-	-	-	-	-	-
49	-	-	-	-	7,35	366,6	106,9	473,6	0,29	463,9	13,6

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela IV.13 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-II – Alimentação em batelada (COV 9,4 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
22	1916	982	116	90
24	2052	1058	110	84
29	1554	1058	48	24
31	1548	628	96	90
36	1700	740	44	44
38	1710	660	102	88
42	1782	866	134	76

Tabela IV.14 – Volume descarregado na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-II – Alimentação em batelada (COV 9,4 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	Descarga (L)
2	1,98
3	1,95
6	1,98
7	2,00
8	1,98
9	2,00
10	2,00
13	1,98
14	1,98
15	2,00
17	2,00
18	1,98
22	2,00
23	2,00
24	2,00
25	2,00
28	2,00
29	2,00
30	2,00
31	2,00
32	2,00
34	2,00
35	2,00
36	2,00
37	2,00
38	2,00
39	1,98
43	1,96
44	2,00
45	1,96
46	1,98

(f) Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada

Tabela IV.15 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	84,3	97,2	68,1	97,7	-	-	-	-	-	-	-
2	108,0	96,4	67,6	97,8	7,37	588,0	123,8	711,8	0,21	698,4	19,0
3	123,7	95,9	60,3	98,0	7,31	588,0	139,3	727,3	0,24	713,4	19,6
4	131,8	95,6	58,7	98,0	7,30	557,1	154,7	711,8	0,28	700,2	16,5
7	116,9	96,1	70,0	97,7	7,24	526,1	185,7	711,8	0,35	697,5	20,2
8	94,3	96,9	58,6	98,1	-	-	-	-	-	-	-
9	107,4	96,4	56,3	98,1	-	-	-	-	-	-	-
11	92,2	96,9	55,3	98,2	7,40	603,5	123,8	727,3	0,21	711,4	22,4
14	82,2	97,3	56,4	98,1	7,22	557,1	170,2	727,3	0,31	705,4	30,8

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela IV.16 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-I – Alimentação em batelada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
1	1438	682	92	54
3	1418	590	82	72
8	1496	752	98	84
10	1396	674	94	88

Tabela IV.17 – Volume descarregado na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-I – Alimentação em batelada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	Descarga(L)
1	2,00
2	1,98
3	2,00
4	2,00
8	2,00
9	1,98
11	2,00
14	2,00

(g) Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

Tabela IV.18 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (COV 9,2 gDQO/L.d)

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	75,6	97,5	42,3	98,6	-	-	-	-	-	-	-
2	58,4	98,1	33,0	98,9	7,31	541,6	154,7	696,4	0,29	684,0	17,4
3	57,9	98,1	39,5	98,7	7,32	557,1	154,7	711,8	0,28	699,0	18,0
7	61,3	98,0	38,0	98,7	7,44	557,1	154,7	711,8	0,28	700,8	15,6
8	69,5	97,7	49,9	98,4	-	-	-	-	-	-	-
9	56,6	98,1	42,6	98,6	7,23	541,6	185,7	727,3	0,34	711,8	21,8
11	250,4	91,7	223,0	92,6	7,16	537,5	190,9	728,4	0,36	684,7	61,5
12	237,8	92,2	168,3	94,4	-	-	-	-	-	-	-
13	250,4	91,7	223,0	92,6	-	-	-	-	-	-	-
14	209,6	93,1	155,0	94,9	-	-	-	-	-	-	-
15	266,9	91,2	171,3	94,3	-	-	-	-	-	-	-
17	207,6	93,2	163,7	94,6	-	-	-	-	-	-	-
18	338,3	88,8	284,7	90,6	-	-	-	-	-	-	-
19	369,5	87,8	324,3	89,3	-	-	-	-	-	-	-
21	574,7	81,0	531,6	82,5	-	-	-	-	-	-	-
23	248,1	91,8	196,5	93,5	7,15	433,3	123,8	557,1	0,29	497,6	83,8
24	283,6	90,6	237,7	92,1	7,19	572,6	162,5	735,0	0,28	664,7	99,0
25	313,0	89,6	277,6	90,8	-	-	-	-	-	-	-
26	121,1	87,5	86,5	91,1	-	-	-	-	-	-	-
28	87,5	91,0	50,5	94,8	7,23	297,1	66,5	363,7	0,22	351,2	17,5
29	69,2	92,9	37,7	96,1	7,21	263,1	55,7	318,8	0,21	307,0	16,6
30	238,5	92,2	188,2	93,8	7,21	461,1	140,8	602,0	0,31	550,4	72,6
31	359,9	88,2	342,7	88,8	7,00	482,8	198,1	680,9	0,41	609,7	100,3
32	330,5	89,2	263,2	91,4	6,98	504,5	216,6	721,1	0,43	672,0	69,1
33	425,6	86,1	368,7	87,9	6,92	473,5	253,8	727,3	0,54	654,1	103,1
35	375,8	87,7	346,8	88,6	6,91	489,0	244,5	733,5	0,50	645,7	123,6

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela IV.19 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (COV 9,2 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
1	1512	672	104	74
9	1266	590	104	96
15	1942	960	82	74
17	1824	788	100	92
23	1082	698	80	74

Tabela IV.20 – Volume descarregado na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (COV 9,2 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	1,86
2	1,80
3	1,90
8	1,98
9	1,90
11	1,86
13	1,82
15	1,82
16	1,90
18	1,98
19	1,88
23	2,00
24	2,00
26	1,92
28	1,80
29	1,88
30	1,96
30	1,94
31	2,00
32	2,00
32	1,82
33	1,82
35	1,90

(h) Operação do ASBBR com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada

Tabela IV.21 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	254,7	96,0	172,5	97,3	-	-	-	-	-	-	-
2	-	-	-	-	7,35	563,3	181,1	744,3	0,32	708,4	50,6
3	619,4	90,3	569,4	91,0	6,97	430,2	281,6	711,8	0,65	581,8	183,1
4	-	-	-	-	7,05	427,1	284,7	711,8	0,67	565,5	206,2
5	637,3	90,0	567,3	91,1	-	-	-	-	-	-	-
6	176,6	90,4	128,5	93,0	7,22	321,9	94,4	416,3	0,29	399,4	23,7
7	262,8	93,5	222,1	94,5	7,72	420,7	112,6	533,3	0,27	491,9	58,3
8	226,6	94,4	195,3	95,2	7,67	362,4	69,4	431,8	0,19	393,1	54,4
9	164,4	96,0	114,7	97,2	7,25	580,3	195,0	775,3	0,34	732,3	60,5
10	302,0	92,6	254,9	93,7	7,52	761,4	227,5	988,8	0,30	937,4	72,5
11	250,9	93,8	205,3	95,0	7,43	673,1	210,5	883,6	0,31	827,6	78,9
12	226,1	94,5	175,0	95,7	-	-	-	-	-	-	-
13	342,3	91,6	277,0	93,2	-	-	-	-	-	-	-
14	284,4	93,0	240,1	94,1	7,41	657,7	249,1	906,8	0,38	830,8	107,1
15	805,0	80,2	755,0	81,5	-	-	-	-	-	-	-
16	-	-	-	-	7,26	814,0	386,9	1200,8	0,48	977,0	315,2
17	798,7	80,4	699,0	82,8	7,49	814,0	357,5	1171,4	0,44	962,4	294,4
18	-	-	-	-	7,32	722,7	465,8	1188,4	0,64	862,7	458,9
19	940,8	76,9	872,1	78,6	-	-	-	-	-	-	-
21	569,4	86,0	519,1	87,3	7,43	897,5	410,1	1307,6	0,46	1120,0	264,2
22	569,7	86,0	496,6	87,8	-	-	-	-	-	-	-
23	-	-	-	-	7,61	951,7	405,4	1357,1	0,43	1156,8	282,1
24	600,2	85,3	538,8	86,8	-	-	-	-	-	-	-
25	395,4	90,3	337,9	91,7	7,86	350,1	175,1	525,2	0,50	451,6	103,6
27	745,9	81,7	657,7	83,9	7,75	485,5	217,1	702,5	0,45	487,0	303,6
28	815,2	80,0	742,4	81,8	-	-	-	-	-	-	-
30	812,0	80,1	657,1	83,9	-	-	-	-	-	-	-
31	805,7	80,2	708,5	82,6	7,48	478,5	195,5	673,9	0,41	512,3	227,7
33	716,6	82,4	653,4	84,0	-	-	-	-	-	-	-
34	661,9	83,8	610,7	85,0	-	-	-	-	-	-	-
35	695,5	82,9	637,6	84,4	-	-	-	-	-	-	-
37	724,3	82,2	653,5	84,0	-	-	-	-	-	-	-

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela IV.22 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
21	1646	916	98	96
16	2330	1112	152	104
22	2418	940	108	88
30	2030	998	116	94

Tabela IV.23 – Volume descarregado na operação com 3000 mgDQO/L:

AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Tempo (dia)	Descarga (L)
2	0,95
3	1,05
5	0,92
6	1,04
7	1,04
8	1,05
9	1,05
10	1,00
11	1,06
14	0,97
16	1,02
17	1,02
18	0,95
21	1,00
23	1,05
24	1,00
25	1,05
27	1,06
28	1,04
30	0,97
31	1,04
33	0,98
34	0,98
35	1,02
36	0,97

ANEXO V

Variáveis Monitoradas nos Perfis ao Longo do Ciclo

(a) Perfis ao longo do ciclo na operação com 1000 mgDQO/L

Tabela V.1 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), realizados em duplicata, na operação com 1000 mgDQO/L (COV 3,1 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	Cs (mgDQO/L)	Cs' (mgDQO/L)	Cs (mgDQO/L)	Cs' (mgDQO/L)
0,00	796,2	755,0	713,7	755,0
0,50	573,4	543,7	510,8	540,3
1,00	443,6	420,6	393,1	415,8
1,50	374,9	355,5	333,2	352,5
2,00	305,7	289,9	287,1	303,7
2,50	264,9	251,2	241,6	255,6
3,00	233,6	221,5	221,2	234,0
4,00	193,6	183,6	179,2	189,6
5,50	146,5	138,9	141,9	150,1
7,50	98,5	93,4	96,3	101,9

Tabela V.2 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), realizados em duplicata, na operação com 1000 mgDQO/L (COV 3,1 gDQO/L.d)

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	6,72	143,6	86,4	229,9	0,60	223,7	8,8	6,89	279,9	137,9	417,8	0,49	331,5	121,5
0,50	6,50	183,0	117,3	300,4	0,64	279,2	29,8	6,92	343,1	174,7	517,8	0,51	419,9	138,0
1,00	6,55	187,0	136,1	323,2	0,73	286,5	51,6	6,94	358,3	184,6	542,9	0,52	430,6	158,3
1,50	6,52	194,2	131,1	325,3	0,68	285,9	55,5	7,02	372,3	177,0	549,3	0,48	457,3	129,5
2,00	6,48	174,0	157,1	331,1	0,90	286,5	62,8	7,09	386,6	168,7	555,3	0,44	472,3	116,9
2,50	6,51	180,6	152,8	333,5	0,85	285,9	67,0	7,13	391,4	160,1	551,5	0,41	479,1	101,9
3,00	6,54	182,0	151,5	333,5	0,83	282,0	72,5	7,18	406,6	145,5	552,1	0,36	489,6	88,1
4,00	6,54	189,1	148,9	338,0	0,79	291,9	64,9	7,23	418,7	138,8	557,5	0,33	512,9	62,8
5,50	6,68	210,8	133,0	343,8	0,63	307,6	51,0	7,24	432,1	120,1	552,1	0,28	525,3	37,7
7,50	6,66	234,2	117,6	351,8	0,50	330,5	29,9	7,27	422,2	126,4	548,6	0,30	527,4	29,9

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela V.3 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) realizados na operação com 1000 mgDQO/L (COV 3,1 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)					
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Totais
0,00	0,000	0,0000	-	10,173	-	10,173
0,50	0,000	0,0000	-	12,666	-	12,666
1,00	0,000	61,728	-	11,558	-	73,286
1,50	0,000	0,0000	-	11,592	-	11,592
2,00	0,000	0,0000	-	13,475	-	13,475
2,50	0,000	0,0000	-	12,998	-	12,998
3,00	0,000	0,0000	-	16,152	-	16,152
4,00	0,000	0,0000	-	11,003	-	11,003
5,50	16,092	0,0000	-	8,900	-	24,993
7,50	0,000	0,0000	-	8,110	-	8,110

Tabela V.4 – Perfis de concentração de ($[CH_4]$, $[CO_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono, realizados em duplicata, na operação com 1000 mgDQO/L (COV 3,1 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ensaio 1				Ensaio 2			
	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,013	0,250	5,0	95,0	0,16	0,578469	22,1	77,9
0,50	0,203	1,042	16,3	83,7	0,18	0,96857	15,9	84,1
1,00	0,626	1,830	25,5	74,5	0,50	1,78447	21,9	78,1
1,50	1,046	2,395	30,4	69,6	0,89	2,48966	26,4	73,6
2,00	1,751	2,916	37,5	62,5	1,39	2,91793	32,2	67,8
2,50	2,586	3,384	43,3	56,7	1,83	3,32911	35,5	64,5
3,00	3,210	3,754	46,1	53,9	2,73	3,67006	42,6	57,4
4,00	4,698	4,224	52,7	47,3	3,95	4,1665	48,7	51,3
5,50	6,888	4,873	58,6	41,4	5,08	4,56942	52,7	47,3
7,50	8,557	5,306	61,7	38,3	6,37	5,1156	55,5	44,5

(b) Perfis ao longo do ciclo na operação com 2000 mgDQO/LTabela V.5 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_S), realizados em duplicata, na operação com 2000 mgDQO/L (COV 5,8 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C _S (mgDQO/L)	C _S ' (mgDQO/L)	C _S (mgDQO/L)	C _S ' (mgDQO/L)
0,00	1500,3	1261,1	1021,9	1261,1
0,50	825,5	693,9	542,2	669,1
1,00	681,6	572,9	436,8	539,0
1,50	629,0	528,7	364,2	449,4
2,00	581,8	489,0	313,6	387,0
2,50	524,5	440,9	242,9	299,8
3,00	486,9	409,3	185,3	228,7
4,00	418,5	351,8	140,9	173,9
5,50	305,9	257,1	135,9	167,7
7,50	208,4	175,2	133,8	165,1

Tabela V.6 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), realizados em duplicata, na operação com 2000 mgDQO/L (COV 5,8 gDQO/L.d)

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,24	1150	380,8	1531	0,33	1347	258,2	7,15	1107	554,3	1661	0,50	1493	236,5
0,50	7,44	1248	427,2	1675	0,34	1458	305,8	7,21	1306	498,1	1804	0,38	1673	184,8
1,00	7,50	1275	410,8	1686	0,32	1525	227,0	7,19	1336	481,8	1817	0,36	1687	183,3
1,50	7,44	1317	388,9	1705	0,30	1591	161,7	7,22	1358	464,1	1822	0,34	1739	116,7
2,00	7,47	1336	370,3	1707	0,28	1607	140,2	7,25	1393	440,4	1834	0,32	1779	77,1
2,50	7,49	1341	371,1	1712	0,28	1634	110,2	7,25	1383	449,3	1832	0,32	1795	53,0
3,00	7,45	1326	318,7	1645	0,24	1609	50,0	7,26	1470	371,0	1841	0,25	1809	45,8
4,00	7,32	1253	383,5	1637	0,31	1600	51,9	7,27	1379	456,7	1835	0,33	1804	43,6
5,50	7,36	1231	403,0	1634	0,33	1590	61,8	7,34	1322	498,1	1820	0,38	1794	36,9
7,50	7,42	1228	401,7	1630	0,33	1596	47,2	7,22	1250	536,5	1786	0,43	1759	38,4

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela V.7 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) realizados na operação com 2000 mgDQO/L (COV 5,8 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)					
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Totais
0,00	0,000000	11,22747	-	4,16667	-	15,39414
0,50	13,42966	269,3165	-	5,23935	-	287,9855
1,00	13,86684	290,3760	-	5,21987	-	309,4627
1,50	16,03626	342,754	-	6,69826	-	365,4894
2,00	52,07008	354,2809	-	7,72701	-	414,0781
2,50	44,35847	294,2322	-	5,35815	-	343,9488
3,00	41,86342	252,2313	-	6,80847	-	300,9032
4,00	41,81482	241,2258	-	6,82958	-	289,8702
5,50	33,77206	160,2773	-	7,55567	-	201,6051
7,50	28,37857	92,17740	-	8,62062	-	129,1766

Tabela V.8 – Perfis de concentração de ($[CH_4]$, $[CO_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação com 2000 mgDQO/L (COV 5,8 gDQO/L.d)

Tempo (h)	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,214	0,528	28,8	71,2
0,50	1,687	2,488	40,4	59,6
1,00	3,313	4,072	44,9	55,1
1,50	5,659	5,196	52,1	47,9
2,00	7,735	5,867	56,9	43,1
2,50	8,812	6,205	58,7	41,3
3,00	9,704	6,451	60,1	39,9
4,00	10,254	6,516	61,1	38,9
5,50	10,710	6,611	61,8	38,2
7,50	10,693	6,804	61,1	38,9

(c) Perfis ao longo do ciclo na operação com 4000 mgDQO/L

Tabela V.9 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), realizados em duplicata, na operação com 4000 mgDQO/L (COV 12,0 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C _s (mgDQO/L)	C _s ' (mgDQO/L)	C _s (mgDQO/L)	C _s ' (mgDQO/L)
0,00	2888,8	2908,6	2928,3	2908,6
0,50	1830,3	1842,8	2234,0	2218,9
1,00	1402,5	1412,1	1857,5	1845,0
1,50	1179,0	1187,1	1590,2	1579,5
2,00	1028,6	1035,6	1352,2	1343,1
2,50	967,0	973,6	1137,8	1130,1
3,00	802,0	807,5	1033,4	1026,4
4,00	697,8	702,6	812,0	806,5
5,50	627,3	631,6	663,8	659,3
7,50	459,3	462,4	510,3	506,9

Tabela V.10 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), realizados em duplicata, na operação com 4000 mgDQO/L (COV 12,0 gDQO/L.d)

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,56	1176	388,9	1565	0,33	1498	95,6	7,05	983	459,2	1442	0,47	1309	187,3
0,50	7,21	1282	537,0	1819	0,42	1651	236,3	6,68	858	687,6	1545	0,80	1267	392,5
1,00	7,05	1239	637,4	1877	0,51	1601	387,5	6,62	858	742,8	1601	0,87	1261	478,2
1,50	7,02	1267	634,9	1902	0,50	1637	372,8	6,74	993	760,3	1754	0,77	1448	430,6
2,00	7,05	1292	649,9	1942	0,50	1669	384,6	6,77	1043	717,7	1761	0,69	1459	425,5
2,50	7,06	1312	624,8	1937	0,48	1689	348,4	6,77	1036	730,2	1766	0,70	1500	375,1
3,00	7,09	1335	634,9	1969	0,48	1730	337,0	6,82	1031	767,9	1799	0,74	1522	389,9
4,00	7,14	1390	572,1	1962	0,41	1783	251,3	6,82	1089	742,8	1831	0,68	1619	299,5
5,50	7,20	1457	529,5	1987	0,36	1847	197,7	6,88	1149	725,2	1874	0,63	1715	224,2
7,50	7,24	1510	499,4	2010	0,33	1923	121,8	6,91	1169	700,1	1869	0,60	1772	136,4

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela V.11 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) realizados na operação com 4000 mgDQO/L (COV 12,0 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)						Totais
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Valérico	Isovalérico	
0,00	89,25489	-	-	47,2358	0,00000	-	136,4907
0,50	115,1175	-	-	65,46364	0,00000	-	180,5811
1,50	135,1759	-	-	75,56792	0,00000	-	210,7438
2,50	127,9128	-	-	65,56948	2,52689	-	196,0092
3,00	111,7732	-	-	64,55972	3,06335	-	179,3962
4,00	125,9406	-	-	70,05798	2,62375	-	198,6224
5,50	112,1758	-	-	57,08878	2,62375	-	171,8884
7,50	87,41758	-	-	49,13587	2,97064	-	139,5241

Tabela V.12 – Perfis de concentração de ($[CH_4]$, $[CO_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação com 4000 mgDQO/L (COV 12,0 gDQO/L.d)

Tempo (h)	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000	0,000	9,1	90,9
0,50	3,462	4,433	43,8	56,2
1,00	9,119	9,282	49,6	50,4
1,50	12,265	10,251	54,5	45,5
2,00	14,572	10,522	58,1	41,9
2,50	16,8992	11,199	60,1	39,9
3,00	19,5270	12,494	61,0	39,0
4,00	21,4380	13,755	60,9	39,1
5,50	24,8950	14,699	62,9	37,1
7,50	26,9870	17,795	60,3	39,7

(d) Perfis ao longo do ciclo na operação com 3000 mgDQO/L: Água Residuária II – Alimentação em batelada

Tabela V.13 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), realizados em duplicata, na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-II – Alimentação em batelada (COV 9,4 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s	C_s'	C_s	C_s'
	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)
0,00	2373,6	2302,3	2231,0	2302,3
0,50	1677,3	1626,9	1665,3	1718,5
1,00	1464,6	1420,6	1570,2	1620,4
1,50	1315,7	1276,2	1269,0	1309,6
2,00	1165,7	1130,7	1060,4	1094,3
2,50	987,9	958,2	865,9	893,6
3,00	855,9	830,2	737,8	761,4
4,00	619,9	601,3	539,6	556,8
5,50	362,0	351,1	243,1	250,9
7,50	234,1	227,1	119,1	122,9

Tabela V.14 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), realizados em duplicata, na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-II – Alimentação em batelada (COV 9,4 gDQO/L.d)

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	6,98	243,4	148,9	392,4	0,61	324,9	95,1	7,08	281,6	129,8	411,5	0,46	329,5	115,4
0,50	6,72	236,8	198,6	435,3	0,84	254,4	254,9	6,74	250,1	211,0	461,1	0,84	202,0	365,0
1,00	6,61	207,2	224,4	431,5	1,08	194,8	333,4	6,59	209,1	246,3	455,4	1,18	148,6	432,0
1,50	6,53	183,3	238,7	422,0	1,30	161,8	366,5	6,53	190,0	254,9	444,9	1,34	110,9	470,4
2,00	6,48	175,7	248,2	423,9	1,41	157,4	375,3	6,50	192,8	251,1	443,9	1,30	114,6	463,8
2,50	6,46	169,9	241,5	411,5	1,42	149,6	368,9	6,57	219,6	221,5	441,1	1,01	172,3	378,6
3,00	6,47	177,6	242,5	420,1	1,37	177,7	341,4	6,63	239,6	219,6	459,2	0,92	207,3	354,8
4,00	6,58	214,8	223,4	438,2	1,04	270,6	236,0	6,78	287,4	189,0	476,4	0,66	329,2	207,3
5,50	6,70	254,9	207,2	462,1	0,81	395,3	94,1	6,89	336,1	164,2	500,3	0,49	447,3	74,6
7,50	6,97	351,3	141,3	492,6	0,40	448,4	62,2	7,00	359,0	137,5	496,4	0,38	474,1	31,4

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela V.15 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) realizados na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-II* – Alimentação em batelada (COV 9,4 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)						Totais
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Valérico	Isovalérico	
0,00	31,80783	7,00544	2,91392	25,56374	-	-	67,29093
0,50	31,44882	56,27407	2,2127	36,38893	-	-	126,3245
1,00	46,37359	55,04549	2,21995	35,75287	-	-	139,3919
1,50	47,43887	76,44817	1,91794	35,22037	-	-	161,0254
2,00	52,13689	80,34297	1,71826	37,84766	-	-	172,0458
2,50	55,72141	78,80242	1,37676	35,06986	-	-	170,9705
3,00	54,50751	74,21809	0,00000	35,1421	-	-	163,8677
4,00	55,70804	67,12851	0,00000	40,7308	-	-	163,5674
5,50	63,71435	39,57855	0,00000	51,15412	-	-	154,447
7,50	63,60649	0,00000	0,00000	61,89054	-	-	125,497

Tabela V.16 – Perfis de concentração de ($[CH_4]$, $[CO_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-II* – Alimentação em batelada (COV 9,4 gDQO/L.d)

Tempo (h)	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,0	0,00000	0,000001	0,0	100,0
0,5	3,15108	3,35074	48,5	51,5
1,0	9,87815	7,03752	58,4	41,6
1,5	13,90216	9,49609	59,4	40,6
2,0	14,77289	9,82404	60,1	39,9
2,5	16,47245	11,25998	59,4	40,6
3,0	18,05700	12,589998	58,9	41,1
4,0	20,10300	14,215511	58,6	41,4
5,5	22,11710	15,3578	59,0	41,0
7,5	24,05200	16,07396	59,9	40,1

(e) Perfis ao longo do ciclo na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada

Tabela V.17 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), realizados em duplicata, na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (COV 9,2 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	2257,8	2277,6	2297,4	2277,6
0,50	1187,5	1197,9	1539,7	1526,4
1,00	785,6	792,5	934,4	926,3
1,50	739,0	745,5	746,3	739,9
2,00	686,2	692,2	731,4	725,1
2,50	620,2	625,6	663,6	657,9
3,00	565,5	570,5	654,5	648,9
4,00	500,5	504,9	573,5	568,6
5,50	272,9	275,3	394,2	390,8
7,50	149,4	150,7	209,7	207,9

Tabela V.18 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), realizados em duplicata, na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (COV 9,2 gDQO/L.d)

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	6,34	166,3	290,4	456,7	1,75	240,5	304,4	6,66	336,1	265,8	601,9	0,79	468,1	188,4
0,50	6,56	291,6	315,0	606,6	1,08	414,0	271,2	6,47	295,1	332,6	627,7	1,13	435,8	270,2
1,00	6,57	311,5	350,1	661,6	1,12	449,0	299,4	6,40	256,4	365,4	621,8	1,42	397,0	316,6
1,50	6,62	338,4	346,6	685,0	1,02	492,8	270,7	6,40	263,5	377,1	640,5	1,43	422,3	307,4
2,00	6,65	363,0	327,9	690,9	0,90	496,3	274,1	6,41	274,0	361,8	635,9	1,32	425,7	296,0
2,50	6,68	388,8	319,7	708,5	0,82	528,6	253,3	6,43	274,0	368,9	642,9	1,35	446,2	277,0
3,00	6,64	361,8	315,0	676,8	0,87	496,5	254,0	6,45	292,8	370,0	662,8	1,26	475,2	264,2
4,00	6,72	414,5	298,6	713,1	0,72	550,8	228,7	6,48	312,7	352,5	665,1	1,13	504,4	226,3
5,50	6,83	475,4	283,4	758,8	0,60	650,8	152,1	6,61	373,5	337,2	710,8	0,90	580,1	184,1
7,50	6,95	541,0	229,5	770,5	0,42	725,7	63,1	6,85	449,7	298,6	748,3	0,66	683,2	91,6

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela V.19 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) realizados na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (COV 9,2 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)						
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Valérico	Isovalérico	Totais
0,00	62,67140	-	-	25,38689	-	0,00000	88,05829
0,50	76,08002	-	-	29,38481	-	0,00000	105,4648
1,00	74,10840	-	-	28,04954	-	1,78079	103,9387
1,50	72,34265	-	-	27,61796	-	2,17230	102,1329
2,00	71,19252	-	-	23,93565	-	2,43823	97,56640
2,50	58,79681	-	-	23,05623	-	2,80481	84,65785
3,00	58,05270	-	-	22,64087	-	2,52055	83,21412
4,00	52,12430	-	-	27,30489	-	3,01811	82,44730
5,50	34,06771	-	-	25,28680	-	2,77009	62,12460
7,50	0,000000	-	-	19,59179	-	0,00000	19,59179

Tabela V.20 – Perfis de concentração de ($[CH_4]$, $[CO_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (COV 9,2 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ensaio 1				Ensaio 2			
	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,00000	0,04274	0,0	100,0	0,00000	0,0072	0,0	100,0
0,50	0,67811	2,16089	23,9	76,1	0,68783	1,816	27,5	72,5
1,00	1,82079	3,59712	33,6	66,4	1,64317	2,851	36,6	63,4
1,50	3,55506	4,54934	43,9	56,1	3,28781	3,733	46,8	53,2
2,00	5,16846	5,20477	49,8	50,2	5,14425	4,581	52,9	47,1
2,50	6,73640	5,75241	53,9	46,1	6,55155	5,123	56,1	43,9
3,00	8,04082	6,09236	56,9	43,1	8,06855	6,287	56,2	43,8
4,00	10,3407	6,78740	60,4	39,6	10,65434	7,225	59,6	40,4
5,50	11,7723	7,89059	59,9	40,1	12,97635	8,388	60,7	39,3
7,50	12,4148	8,15440	60,4	39,6	13,70171	8,739	61,1	38,9

(f) Perfis ao longo do ciclo na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada

Tabela V.21 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), realizados em duplicata, na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	560,0	589,1	618,2	589,1
0,50	584,6	615,0	758,3	722,6
1,00	767,4	807,3	1084,7	1033,6
1,50	1113,2	1171,0	1277,7	1217,6
2,00	1246,4	1311,2	1374,8	1310,1
2,50	1331,2	1400,4	1365,4	1301,1
3,00	1487,2	1564,5	1391,2	1325,7
4,00	1519,4	1598,4	1442,2	1374,3
5,50	1185,4	1247,0	1087,8	1036,6
7,50	887,2	933,3	770,5	734,2

Tabela V.22 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), realizados em duplicata, na operação com 3000 mgDQO/L: AR-IPHP-I – Alimentação em batelada alimentada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,23	365,9	270,2	636,0	0,74	322,1	442,2	7,08	428,9	207,7	636,6	0,48	504,7	185,8
0,50	7,21	376,9	256,2	633,1	0,68	327,0	431,2	7,05	440,5	193,7	634,3	0,44	484,0	211,6
1,00	7,12	382,2	247,4	629,6	0,65	347,1	397,8	7,01	416,0	201,9	617,9	0,49	464,0	216,7
1,50	7,05	367,0	240,4	607,4	0,66	304,7	426,3	6,91	374,0	223,5	597,5	0,60	410,0	264,1
2,00	7,00	346,0	259,1	605,1	0,75	302,4	426,3	6,83	362,4	235,7	598,1	0,65	237,7	507,6
2,50	6,95	333,2	271,9	605,1	0,82	246,6	505,0	6,78	341,9	242,2	584,1	0,71	209,1	528,2
3,00	6,88	302,3	277,2	579,4	0,92	231,9	489,4	6,74	327,9	249,7	577,7	0,76	152,1	599,3
4,00	6,78	271,3	302,3	573,6	1,11	170,7	567,4	6,92	322,1	252,1	574,2	0,78	128,5	627,7
5,50	6,74	259,7	318,0	577,7	1,22	132,9	626,4	6,77	347,2	257,3	604,5	0,74	224,0	535,9
7,50	6,95	316,3	293,5	609,8	0,93	231,2	533,1	6,88	396,8	220,0	616,8	0,55	391,3	317,5

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela V.23 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) realizados na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada alimentada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)						
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Valérico	Isovalérico	Totais
0,00	44,45022	-	0,000	40,56147	-	8,29143	93,30312
0,50	48,43396	-	0,000	45,99848	-	7,65072	102,0832
1,00	50,59677	-	4,1928	47,79432	-	6,06461	108,6485
1,50	67,79539	-	4,07434	48,14379	-	5,6468	125,6603
2,00	69,26302	-	3,66215	49,06685	-	5,26926	127,2613
2,50	69,69025	-	3,85381	48,63408	-	5,28447	127,4626
3,00	64,40564	-	4,31254	49,198	-	5,75284	123,669
4,00	61,71218	-	4,31254	50,9418	-	6,06058	123,02710
5,50	58,15224	-	0,000	50,58484	-	8,19852	116,93560
7,50	47,99256	-	0,000	47,79004	-	9,05960	104,84220

Tabela V.24 – Perfis de concentração de ($[CH_4]$, $[CO_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação com 3000 mgDQO/L: *AR-IPHP-I* – Alimentação em batelada alimentada (COV 9,0 gDQO/L.d)

Tempo (h)	Ensaio 1				Ensaio 2			
	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000812	0,002086	28,0	72,0	0,009128	0,017126	34,8	65,2
0,50	1,486490	1,693410	46,7	53,3	1,906830	1,964860	49,3	50,7
1,00	3,152740	2,602520	54,8	45,2	3,684460	2,744350	57,3	42,7
1,50	4,730010	3,420980	58,0	42,0	5,884320	3,487450	62,8	37,2
2,00	6,335930	4,151340	60,4	39,6	7,905120	4,963020	61,4	38,6
2,50	8,206500	5,070140	61,8	38,2	9,059970	5,722070	61,3	38,7
3,00	10,04072	6,280280	61,5	38,5	10,71959	6,296620	63,0	37,0
4,00	11,78833	7,385740	61,5	38,5	12,93703	7,755360	62,5	37,5
5,50	15,28356	10,93295	58,3	41,7	15,51933	9,767420	61,4	38,6
7,50	21,03801	13,57850	60,8	39,2	20,50178	13,77013	59,8	40,2