

RODRIGO DI MONACO

**INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA E DA CARGA ORGÂNICA NO
TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ESGOTO SINTÉTICO EM
BIORREATOR OPERADO EM BATELADA SEQUÊNCIAL
CONTENDO BIOMASSA GRANULADA**

SÃO CAETANO DO SUL – SP

2007

RODRIGO DI MONACO

**INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA E DA CARGA ORGÂNICA NO
TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ESGOTO SINTÉTICO EM
BIORREATOR OPERADO EM BATELADA SEQUENCIAL
CONTENDO BIOMASSA GRANULADA**

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

Orientadora: Profa. Dra. Suzana Maria Ratusznei

Co-Orientador: Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues

SÃO CAETANO DO SUL – SP

2007

DEDICATÓRIA

- Primeiramente à minha mãe, Arlete, que sempre esteve ao meu lado e quem me fez chegar aqui;
- À minha esposa, Vanessa, paciente e companheira;
- À minha filha, Ângela, novo rumo e razão da minha vida, para quem, a partir de agora, foco minha vida.
- *In memoriam*, ao meu avô Angelo, meu espelho, a quem devo a construção do meu caráter, minha humildade e perseverança.

AGRADECIMENTOS

- Aos “mestres pacientes” José Alberto e Suzana, a quem não tenho nem palavras para agradecer;
- Ao meu pai, André, pessoa importante pela amizade e pelas palavras;
- À Dra.Catarina Simone Andrade do Canto e ao Dr. José Luiz Fejfar pelas valiosas sugestões;
- Ao amigo Anderson, exemplo de capacidade e sobriedade;
- Aos amigos Will, Joel, Piuí e Ricardinho, companheiros de todas as horas;
- Aos colegas de laboratório Ricardo e Roberto pela ajuda e acolhida em muitos momentos difíceis;
- *In memoriam:*
 - ✓ Meu avô André, “mecenas” do início da minha trajetória profissional por ter apostado em mim;
 - ✓ Minha avó Luiza, sempre do meu lado, até sua morte.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	i
LISTA DE TABELAS.....	vi
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.....	viii
LISTA DE SÍMBOLOS.....	ix
RESUMO.....	xi
ABSTRACT.....	xii
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVO.....	2
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	3
3.1. Tratamento Anaeróbio de Águas Residuárias.....	3
3.1.1. Metabolismo Anaeróbio.....	4
3.1.2. Biomassa nos Sistemas Anaeróbios.....	8
3.2. Reatores Anaeróbios.....	13
3.2.1. Reator Anaeróbio Operado em Batelada Sequencial (ASBR).....	16
3.2.2. Influência da Agitação nos Reatores Anaeróbios.....	19
3.2.3. Reatores Anaeróbios Submetido a Diferentes Cargas Orgânicas.....	21
3.3.4. Reatores Anaeróbios Submetidos a Diferentes Temperaturas.....	25
3.3. Considerações Finais.....	36
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	37
4.1. Materiais.....	37
4.1.1. Configuração do Biorreator.....	37
4.1.2. Água Residuária Sintética.....	41
4.1.3. Inóculo.....	42
4.2. Métodos.....	42
4.2.1. Análises Físico-Químicas.....	42
4.3. Fundamentos Teóricos.....	43
4.3.1. Eficiência na Remoção.....	43
4.3.2. Velocidade Superficial do Líquido.....	44
4.3.3. Normalização da Concentração da Matéria Orgânica (C_s').....	44
4.3.4. Ajuste ao Modelo Cinético de Primeira Ordem.....	45
4.3.5. Determinação da Energia de Ativação.....	46

4.4. Procedimento Experimental.....	47
4.4.1. Operação do ASBR em Diferentes Condições.....	48
4.4.2. Perfil ao Longo do Ciclo do Reator.....	49
5. Resultados e Discussões.....	51
5.1. Operação do ASBR a 30 °C e 500 mgDQO/L.....	51
5.2. Operação do ASBR a 25 °C e 500 mgDQO/L.....	53
5.2.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 25 °C e 500 mgDQO/L.....	56
5.3. Operação do ASBR a 25 °C e 1000 mgDQO/L.....	60
5.3.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 25 °C e 1000 mgDQO/L....	62
5.4. Operação do ASBR a 20 °C e 500 mgDQO/L.....	66
5.4.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 20 °C e 500 mgDQO/L.....	68
5.5. Operação do ASBR a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	73
5.5.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	75
5.6. Operação do ASBR a 15°C e 500 mgDQO/L.....	79
5.6.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 15°C e 500 mgDQO/L.....	81
5.7. Operação do ASBR a 15°C e 1000 mgDQO/L.....	86
5.7.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 15°C e 1000 mgDQO/L.....	88
5.8. Estabilidade e Eficiência do Sistema Submetido a Diferentes Condições de Operação.....	93
6. CONCLUSÕES.....	112
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	114
ANEXO I – VARIÁVEIS MONITORADAS DA ÁGUA RESIDUÁRIA.....	I-1
ANEXO II – VARIÁVEIS MONITORADAS DO EFLUENTE.....	II-1
ANEXO III – VARIÁVEIS MONITORADAS NOS PERFIS AO LONGO DO CICLO..	III-1

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 –	Representação das rotas metabólicas no processo de digestão anaeróbia.....	5
Figura 3.2 –	Processo de conversão intracelular e principais consórcios microbianos nos sistemas anaeróbios.....	10
Figura 3.3 –	Representação das fases de operação de um ASBR.....	17
Figura 4.1 –	Esquema do corpo do reator anaeróbio.....	38
Figura 4.2 –	Esquema do sistema completo, contendo biomassa granulada, operado em batelada seqüencial com recirculação da fase líquida.....	39
Figura 4.3 –	Fotografia do sistema completo no interior de câmara incubadora, contendo biomassa granulada, operado em batelada seqüencial (a) com velocidade de recirculação de 7,0 m/h e (b) etapa de sedimentação.....	40
Figura 5.1 –	Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 30°C e 500 mgDQO/L.....	52
Figura 5.2 –	Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 30°C e 500 mgDQO/L.....	52
Figura 5.3 –	Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 25°C e 500 mgDQO/L.....	54
Figura 5.4 –	Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 25°C e 500 mgDQO/L.....	55
Figura 5.5 –	Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 25°C e 500 mgDQO/L.....	56
Figura 5.6 –	Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 25°C e 500 mgDQO/L.....	57
Figura 5.7 –	Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 25°C e 500 mgDQO/L.....	58
Figura 5.8 –	Perfil da variação de pH na operação a 25°C e 500 mgDQO/L.....	58
Figura 5.9 –	Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 25°C e 500 mgDQO/L.....	59
Figura 5.10 –	Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 25°C e 500 mgDQO/L.....	59

Figura 5.11 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 30°C e 1000 mgDQO/L.....	61
Figura 5.12 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L.....	61
Figura 5.13 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 25°C e 1000 mgDQO/L.....	63
Figura 5.14 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L.....	64
Figura 5.15 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L.....	64
Figura 5.16 – Perfil da variação de pH na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L.....	65
Figura 5.17 – Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 25°C e 1000 mgDQO/L.....	65
Figura 5.18 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L.....	66
Figura 5.19 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 20°C e 500 mgDQO/L.....	67
Figura 5.20 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 20°C e 500 mgDQO/L.....	68
Figura 5.21 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 20°C e 500 mgDQO/L.....	69
Figura 5.22 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 20°C e 500 mgDQO/L.....	70
Figura 5.23 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 20°C e 500 mgDQO/L.....	70
Figura 5.24 – Perfil da variação de pH na operação a 20°C e 500 mgDQO/L.....	71
Figura 5.25 – Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 20°C e 500 mgDQO/L.....	72
Figura 5.26 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 20°C e 500 mgDQO/L.....	72
Figura 5.27 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	74

Figura 5.28 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	74
Figura 5.29 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	75
Figura 5.30 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	76
Figura 5.31 – Perfil da concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	77
Figura 5.32 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	77
Figura 5.33 – Perfil da variação de pH na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	78
Figura 5.34 – Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	78
Figura 5.35 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	79
Figura 5.36 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 15°C e 500 mgDQO/L.....	80
Figura 5.37 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 15°C e 500 mgDQO/L.....	81
Figura 5.38 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 15°C e 500 mgDQO/L.....	82
Figura 5.39 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 15°C e 500 mgDQO/L.....	83
Figura 5.40 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 15°C e 500 mgDQO/L.....	83
Figura 5.41 – Perfil da variação de pH na operação a 15°C e 500 mgDQO/L.....	84
Figura 5.42 – Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 15°C e 500 mgDQO/L.....	85
Figura 5.43 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 15°C e 500 mgDQO/L.....	85
Figura 5.44 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L.....	87

Figura 5.45 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L.....	87
Figura 5.46 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 15°C e 1000 mgDQO/L.....	89
Figura 5.47 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L.....	90
Figura 5.48 – Perfil da concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L.....	90
Figura 5.49 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L.....	91
Figura 5.50 – Perfil da variação de pH na operação a 15°C e 500 mgDQO/L.....	91
Figura 5.51 – Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 15°C e 1000 mgDQO/L.....	92
Figura 5.52 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L.....	92
Figura 5.53 – Eficiência de remoção de matéria orgânica nas <i>Condições I a VII</i>	96
Figura 5.54 – Perfis de concentração de matéria orgânica nas <i>Condições II, IV e VI</i>	97
Figura 5.55 – Perfis de concentração de matéria orgânica nas <i>Condições III, V e VII</i>	97
Figura 5.56 – Perfis de concentração de ácidos voláteis totais nas <i>Condições II, IV e VI</i>	98
Figura 5.57 – Perfis de concentração de ácidos voláteis totais nas <i>Condições III, V e VII</i>	98
Figura 5.58 – Perfis de alcalinidade a bicarbonato nas <i>Condições II, IV e VI</i>	99
Figura 5.59 – Perfis de alcalinidade a bicarbonato nas <i>Condições III, V e VII</i>	99
Figura 5.60 – Perfis de variação de pH nas <i>Condições II, IV e VI</i>	100
Figura 5.61 – Perfis de variação de pH nas <i>Condições III, V e VII</i>	100
Figura 5.62 – Perfis de concentração de metano nas <i>Condições II, IV e VI</i>	101
Figura 5.63 – Perfis de concentração de metano nas <i>Condições III, V e VII</i>	101
Figura 5.64 – Perfis de concentração de gás carbônico nas <i>Condições II, IV e VI</i>	102
Figura 5.65 – Perfis de concentração de gás carbônico nas <i>Condições III, V e VII</i>	102
Figura 5.66 – Perfis da fração molar de metano nas <i>Condições II, IV e VI</i>	103
Figura 5.67 – Perfis da fração molar de metano nas <i>Condições III, V e VII</i>	103

Figura 5.68 –	Perfis da fração molar de gás carbônico nas <i>Condições II, IV e VI</i>	104
Figura 5.69 –	Perfis da fração molar de gás carbônico nas <i>Condições III, V e VII</i>	104
Figura 5.70 –	Variação do parâmetro cinético aparente de primeira ordem (k) para o ASBR submetido à variação de concentração de afluente e diferentes temperaturas de operação: 15, 20, 25 e 30°C.....	105
Figura 5.71 –	Linearização da Equação de Arrhenius para obtenção dos parâmetros k_0 e E_a para o ASBR submetido à variação de concentração de afluente e diferentes temperaturas de operação: 15, 20, 25 e 30°C.....	107
Figura 5.72 –	Linearização da Equação de Arrhenius para obtenção dos parâmetros k_0 e E_a para o ASBBR e ASBR operado a diferentes temperaturas: 15, 20, 25, 30 e 35°C com concentração de afluente de 0,5 mgDQO/L.....	108

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 –	Comparação energética de algumas reações comuns na degradação anaeróbia.....	7
Tabela 3.2 –	Condições operacionais necessárias para uma atividade satisfatória dos microrganismos metanogênicos.....	26
Tabela 3.3 –	Algumas conversões anaeróbias com os respectivos valores de Energia Livre de Gibbs (ΔG) a 37 e 10°C.....	29
Tabela 4.1 –	Composição da água residuária sintética (500 mgDQO/L).....	41
Tabela 4.2 –	Características do inóculo utilizado.....	42
Tabela 5.1 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 30°C e 500 mgDQO/L.....	51
Tabela 5.2 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 25°C e 500 mgDQO/L.....	54
Tabela 5.3 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L.....	60
Tabela 5.4 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 20°C e 500 mgDQO/L.....	67
Tabela 5.5 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L.....	73
Tabela 5.6 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 15°C e 500 mgDQO/L.....	80
Tabela 5.7 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L.....	86
Tabela 5.8 –	Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente.....	94
Tabela 5.9 –	Valores médios de AB, AVT e pH monitorados no afluente.....	94
Tabela 5.10 –	Valores médios de AB, AVT e pH monitorados no efluente.....	94
Tabela 5.11 –	Valores médios das concentrações de sólidos monitoradas no afluente.....	95
Tabela 5.12 –	Valores médios das concentrações de sólidos monitoradas no efluente.....	95

Tabela 5.13 –	Resumo dos ensaios realizados.....	105
Tabela 5.14 –	Parâmetro cinético específico de primeira ordem (k') para o ASBR e ASBBR.....	106
Tabela 5.15 –	Valores de k_0 e E_a obtidos: um comparativo entre o presente trabalho e o trabalho de Agibert <i>et al.</i> (2007).....	108

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AAFEB	Reator Anaeróbio de Leito Expandido com Crescimento Aderido
ASBR	Reator Anaeróbio Operado em Batelada Seqüencial.
ASBBR	Reator Anaeróbio Operado em Batelada Seqüencial com Biomassa Imobilizada.
COV	Carga Orgânica Volumétrica.
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio.
DQO	Demanda Química de Oxigênio.
EEM	Escola de Engenharia Mauá.
EGSB	Reator Anaeróbio de Leito Granular Expandido.
F/M	Razão entre a Concentração de Substrato e a Concentração de Biomassa
MLSS	Mixed Liquor Suspend Solids.
pH	Potencial Hidrogeniônico.
TRH	Tempo de Residência Hidráulico.
UAF	Filtro Anaeróbio Ascendente.
UASB	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo.

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área da Seção Transversal do Reator, (m^2).
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	Concentração de Ácidos Voláteis Totais, ($mgHAc/L$).
C_{AF}	Concentração de Matéria Orgânica nas Amostras do Afluente, ($mgDQO/L$).
C_S	Concentração de Matéria Orgânica para Amostras Filtradas no Reator, ($mgDQO/L$).
C_S'	Normalização da Concentração de Matéria Orgânica Filtrada no Reator, ($mgDQO/L$).
$C_{SiMédia}$	Média dos Valores Iniciais, ($mgDQO/L$).
C_{So}	valor Inicial de C_S , ($mgDQO/L$).
C_{SR}	Concentração Residual de Substrato, ($mgDQO/L$).
C_{SS}	Concentração de Matéria Orgânica no Efluente para Amostras Filtradas, ($mgDQO/L$).
C_{ST}	Concentração de Matéria Orgânica no Efluente para Amostras não Filtradas, ($mgDQO/L$).
C_X	Concentração de Biomassa no Reator, ($gSVT/L$).
E_a	Energia de Ativação, (cal/mol).
k	Coefficiente Cinético Aparente de Primeira Ordem (h^{-1}).
k'	Parâmetro Cinético Aparente Específico, ($L/gSVT.h$).
k_0	Fator de Frequência.
Q	Vazão Volumétrica de Líquido, (m^3/s).
R	Constante Universal dos Gases, ($cal/mol.K$).
R^2	Coefficiente de Correlação.
r_c	Velocidade de Consumo da Matéria Orgânica ($mgDQO/L.h$).
SFT	Concentração de Sólidos Fixos Totais, (mg/L).
SS	Concentração de Sólidos Suspensos, (mg/L).
SST	Concentração de Sólidos Suspensos Totais, (mg/L).
SSV	Concentração de Sólido Suspensos Voláteis, (mg/L).
ST	Concentração de Sólidos Totais, (mg/L).
SVI	Índice Volumétrico de Lodo, (mL/gSS).

SVT	Concentração de Sólidos Voláteis Totais, (mg/L).
T	Temperatura Absoluta, (K).
t	Temperatura, (°C).
t	Tempo de Batelada, (h).
t _C	Tempo de Duração do Ciclo, (h).
V	Volume do Reator, (L).
V _T	Volume Tratado por Ciclo, (L).
V _{ALI}	Volume de Água Residuária Alimentada por Ciclo, (L).
v _S	Velocidade Superficial do Líquido, (m/h).
ΔG _o	Energia Livre Padrão, (kJ/mol).
ε	Eficiência de Remoção da Matéria Orgânica, (%).
ε _T	Eficiência de Remoção de Matéria Orgânica para Amostras Não Filtradas, (%).
ε _S	Eficiência de Remoção de Matéria Orgânica para Amostras Filtradas, (%).
ε _i	Eficiência de Remoção de Matéria Orgânica ao Longo de um Ciclo, (%).

RESUMO

Neste trabalho investigou-se a influência da temperatura e da carga orgânica sobre a estabilidade e a eficiência de um reator anaeróbio, contendo biomassa granulada, operado em batelada seqüencial (ASBR), com leito fluidizado e capacidade total de 1,8 L. Os ensaios foram realizados utilizando-se velocidade superficial ascensional de 7 m/h, tempo total de ciclo de 6 h, volume de água residuária sintética de 1,3 L por ciclo. O ASBR com leito fluidizado foi operado a 15, 20, 25 e 30°C com concentrações de matéria orgânica afluyente de 500 e 1000 mgDQO/L. O sistema operou de forma estável em todas as condições, apresentando eficiência de remoção para amostras filtradas de 79 a 86%. Foi possível ajustar um modelo cinético de primeira ordem aos valores experimentais dos perfis de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo. Os valores do parâmetro cinético específico deste modelo variaram de 0,0435 a 0,2360 L/gSVT.h para as condições de operação implementadas. Além disso, foi possível obter um valor de energia de ativação, igual a 16.729 cal/mol, quando se ajustou o modelo de Arrhenius aos resultados obtidos para a operação do ASBR com leito fluidizado e com concentração de 500 mgDQO/L. Para a operação com concentração de 1000 mgDQO/L, obteve-se um valor de energia de ativação de 12.673 cal/mol. Estes resultados mostram que o tratamento de esgoto sintético com concentração de 500 mgDQO/L foi mais sensível a variações de temperatura que o tratamento do mesmo resíduo com concentração de 1000 mgDQO/L. Comparando-se o valor de energia de ativação, para a operação com 500 mgDQO/L, com o valor obtido por Agibert *et al.* (2007) em um ASBBR tratando a mesma água residuária, na mesma concentração, observa-se que o obtido no ASBR com leito fluidizado foi superior, indicando que o tratamento de esgoto sintético em reator contendo biomassa granulada foi mais sensível a variações de temperatura que o tratamento utilizando biomassa imobilizada.

Palavras-chave: temperatura, ASBR, recirculação da fase líquida, água residuária sintética, tratamento anaeróbio.

ABSTRACT

An investigation was performed on the effect of temperature and organic load on the stability and efficiency of a 1.8-L anaerobic sequencing batch reactor (ASBR) with fluidized bed, containing granulated biomass. Assays were carried out employing superficial up flow rate of 7 m/h, total cycle length of 6 h, synthetic wastewater volume of 1.3 L per cycle. The fluidized-bed ASBR was operated at 15, 20, 25 and 30°C with influent organic matter concentrations of 500 and 1000 mgCOD/L. The system showed stability at all conditions and presented filtered samples removal efficiency ranging from 79 to 86%. A first order kinetic model could be fitted to the experimental values of the organic matter concentration profiles. The specific kinetic parameter values of this model ranged from 0.0435 to 0.2360 L/gTVS.h at the implemented operation conditions. In addition, fitting an Arrhenius model to the results enabled to obtain activation energy values of 16,365 cal/mol and 12,673 cal/mol for operation with 500 mgCOD/L and 1000 mgCOD/L, respectively. These results show that treatment of synthetic wastewater, with concentration of 500 mgCOD/L, was more sensitive to temperature variations than treatment of the same residue with concentration of 1000 mgCOD/L. Comparing the activation energy value for operation at 500 mgCOD/L with the value obtained by Agibert *et al.* (2007) in an ASBBR treating the same wastewater at the same concentration, that obtained in the fluidized-bed ASBR showed to be superior, indicating that treatment of synthetic wastewater in a reactor containing granulated biomass was more sensitive to temperature variations than the treatment using immobilized biomass.

Key words: temperature, ASBR, fluidized bed, low-strength wastewater, anaerobic treatment.

1. INTRODUÇÃO

Os reatores anaeróbios operados em batelada sequencial (ASBR) fazem parte das configurações recentes de sistemas anaeróbios de tratamento de águas residuárias. Outros exemplos são os reatores de leito expandido e fluidificado, os reatores de leito fixo, os reatores com recirculação interna e os reatores de membrana.

A operação convencional do ASBR (“Anaerobic Sequencing Batch Reactor”) é constituída por quatro etapas: alimentação, reação, sedimentação e descarga. 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. Inicia-se então um novo ciclo e, dessa maneira, a frequência dos ciclos dependerá do tempo gasto em cada etapa.

O ASBR apresenta vantagens em relação aos sistemas aeróbios como a baixa produção de sólidos, o baixo consumo de energia, a possibilidade de preservação da biomassa sem alimentação por longos períodos, o baixo consumo de nutrientes e a produção de metano, um gás combustível de elevado teor calorífico. Além disso, possui um grande potencial para o tratamento de água residuária de baixa carga, como é o caso dos esgotos sanitários.

Segundo Speece (1996), o processo anaeróbio é mais sensível à variação da temperatura do que o aeróbio. A conversão de acetato a metano é mais dependente da temperatura do que a produção de ácidos voláteis. Assim, a diminuição da temperatura pode acarretar em um aumento da concentração de ácidos voláteis, devido ao metabolismo dos microrganismos acidogênicos ser menos afetado que o dos microrganismos metanogênicos. Este aumento na concentração dos ácidos voláteis, associado a temperaturas mais baixas, pode potencialmente exceder a capacidade de tamponamento do sistema, diminuindo o pH. Além disso, a sensibilidade à temperatura aumenta com o aumento da carga orgânica. O parâmetro cinético diretamente afetado pela temperatura é a velocidade específica de consumo do substrato. Na faixa de temperatura entre 20 e 25°C, esse parâmetro assume valor inferior à metade daquele observado a 35°C, desta forma o desempenho do reator dependerá da sua capacidade de reter a biomassa em seu interior.

Desta forma, o presente trabalho teve como objetivo avaliar a influência da temperatura e da concentração de matéria orgânica de um afluente sintético, sobre a estabilidade e a eficiência

de um reator anaeróbio, operado em batelada seqüencial, com recirculação da fase líquida, contendo biomassa granulada.

2. OBJETIVO

O projeto proposto teve como objetivo principal a avaliação da influência da temperatura e da carga orgânica sobre o desempenho de um reator anaeróbio operado em batelada seqüencial (ASBR), com recirculação da fase líquida, contendo biomassa granulada e tratando esgoto sintético. Foram estabelecidos, ainda, os seguintes objetivos específicos:

(i) Estudo da eficiência e estabilidade do sistema a 30°C e 500 mgDQO/L, condição considerada como padrão.

(ii) Estudo da eficiência e estabilidade do sistema diminuindo-se a temperatura e mantendo-se a concentração do afluente em relação à condição padrão.

(iii) Estudo da eficiência e estabilidade do sistema diminuindo-se a temperatura e aumentando-se a concentração do afluente em relação à condição padrão.

(iv) Obtenção de parâmetros cinéticos para as condições de operação implementadas.

(v) Comparação dos resultados com os obtidos, em um sistema semelhante, por Agibert *et al.* (2007) utilizando biomassa imobilizada, e por Pinheiro (2006) utilizando biomassa granulada, ambos desenvolvidos no Laboratório de Engenharia Bioquímica da Escola de Engenharia Mauá.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Tratamento Anaeróbio de Águas Residuárias

Os processos anaeróbios têm sido utilizados para o tratamento de esgotos domésticos desde o final do século XVIII, inicialmente, como um único reator para a separação de sólidos e digestão, e, depois, como unidades separadas para o lodo primário e secundário provenientes de sedimentadores de plantas de processos de tratamento secundários aeróbios. Recentemente, são utilizados como principal unidade para remoção de carbono das águas residuárias, especialmente em regiões tropicais e subtropicais (Foresti *et al.*, 2006)

Nas duas últimas décadas, a tecnologia de tratamento anaeróbio se desenvolveu de forma extraordinária para o tratamento de águas residuárias específicas, principalmente consistindo de substâncias orgânicas solúveis e facilmente degradáveis com altas concentrações. O grande sucesso no desenvolvimento desta tecnologia pode ser atribuído à introdução de reatores inovadores como, por exemplo, reatores anaeróbios de leito fixo, reatores anaeróbios de leito fluidizado, reatores UASB, entre outros. Embora a tecnologia anaeróbia pareça ter atingido a maturidade no tratamento de certos tipos de águas residuárias, sua aplicação para águas residuárias que contêm altas concentrações de substâncias orgânicas particuladas (lipídios e proteínas) e substâncias orgânicas inibitórias e/ou inorgânicas é ainda restrita (Uemura e Harada, 2000).

Um dos próximos desafios para a tecnologia anaeróbia é a sua aplicabilidade para águas residuárias de baixa carga, tanto doméstica quanto industrial. O tratamento direto de águas residuárias por processo anaeróbio é sem dúvida nenhuma uma opção atrativa e apropriada, especialmente para países em desenvolvimento, uma vez que requer baixa energia para operação e baixos custos de investimento, e também tem produção baixa de lodo e fácil manutenção quando comparada ao processo aeróbio convencional. Para muitos países em desenvolvimento, que estão enfrentando de forma acelerada problemas de aumento de poluição das águas, esta tecnologia torna-se ainda mais favorável e promissora, uma vez que o clima quente destes países torna o processo mais eficiente (Uemura e Harada, 2000).

Campos (1999) define a digestão anaeróbia como um processo biológico no qual um consórcio de diferentes tipos de microrganismos, na ausência de oxigênio molecular, promove a transformação de compostos orgânicos complexos (carboidratos, proteínas e lipídios) em produtos mais simples como metano e gás carbônico.

As principais vantagens dos sistemas anaeróbios são a baixa produção de sólidos, cerca de 5 a 10 vezes inferior à que ocorre nos processos aeróbios, e o baixo consumo de energia. Isso faz com que os sistemas tenham custos operacionais muito baixos; baixa demanda de área; baixos custos de implementação, da ordem de 20 a 30 dólares per capita; produção de metano, um gás combustível de elevado teor calorífico; possibilidade de preservação da biomassa sem alimentação do reator, por vários meses; tolerância a elevadas cargas orgânicas; aplicabilidade em pequena e grande escala; baixo consumo de nutrientes (Chernicharo, 1997).

Os primeiros trabalhos relacionados ao tratamento anaeróbio foram um pouco contraditórios, uma vez que, apesar dos aspectos positivos, apresentaram algumas desvantagens, como a produção de maus odores em alguns tipos de processos. Algumas substâncias orgânicas mais complexas (como ácidos graxos, proteínas e detergentes) impõem aos sistemas anaeróbios algumas limitações em termos de remoção de demanda química de oxigênio (DQO), uma vez que ela não é completamente removida. Há produção de odores desagradáveis, provocada, geralmente, por ácidos carboxílicos de cadeia pequena e gás sulfídrico eventualmente. Há, portanto, nestes casos, além da provável necessidade de uma desodorização, necessidade de um pós-tratamento para a retirada deste residual (Foresti, 2002).

Sung e Dague (1995) acrescentam ainda como uma eventual desvantagem a demora na partida do reator quando se utiliza biomassa dispersa, o que pode levar até cerca de 300 dias. Além disso, outro fator desfavorável é a temperatura. Segundo Foresti (2002), baixas temperaturas (geralmente abaixo dos 20°C) provocam um déficit energético no sistema microbiológico, podendo comprometer a decomposição da matéria orgânica.

3.1.1. Metabolismo Anaeróbio

A digestão anaeróbia é um processo bioquímico complexo, composto por várias reações sequenciais conforme apresentado na Figura 3.1, cada uma com sua população bacteriana específica.

A primeira etapa é chamada de hidrólise, na qual o material orgânico particulado é convertido em compostos dissolvidos de menor peso molecular. Em geral as bactérias são incapazes de se utilizar de material orgânico particulado, sendo necessária a quebra deste material em unidades menores. A hidrólise de matéria orgânica insolúvel é necessária para converter estes materiais a um tamanho e forma que possam passar através da parede da célula bacteriana para utilização como fonte de nutrientes ou energia (Kim *et al*, 2003). O processo

de hidrólise requer a interferência das chamadas exo-enzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas são degradadas por meio de polipeptídios para formar aminoácidos. Os carboidratos se transformam em açúcares solúveis e os lipídios são convertidos em ácidos graxos de cadeia longa de carbono e glicerina.

Segundo Mahmoud *et al.* (2003), a velocidade da conversão anaeróbia de matéria orgânica complexa é, na maioria dos casos, limitada pela etapa de hidrólise. A velocidade de hidrólise é altamente dependente da temperatura, uma vez que a hidrólise é uma reação química catalisada por enzimas, as quais são muito sensíveis à temperatura. O efeito da temperatura na velocidade de hidrólise pode ser descrita pela Equação de Arrhenius. A temperatura de operação tem um efeito substancial na conversão de matéria orgânica e, conseqüentemente, nas características do leito de lodo.

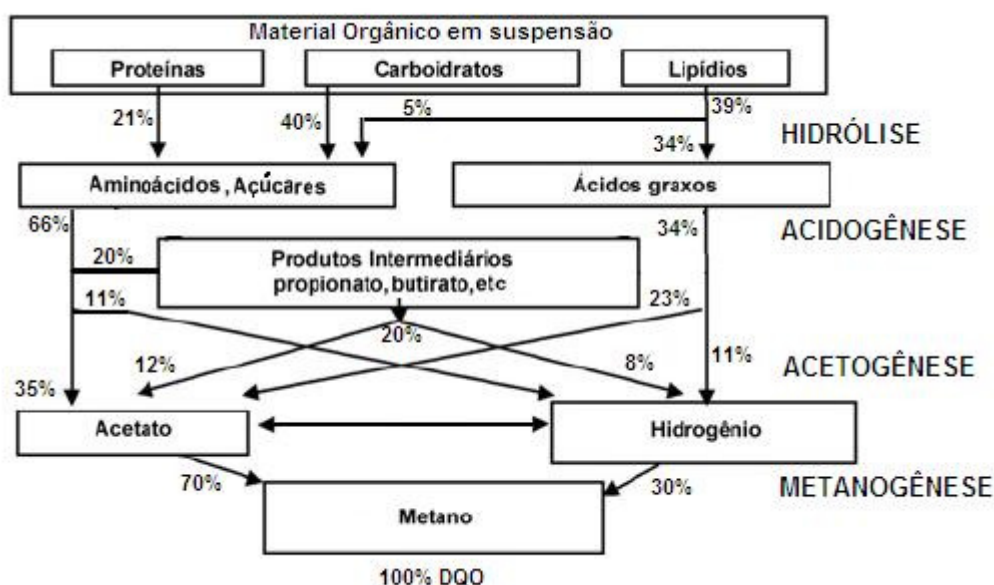


Figura 3.1 – Representação das rotas metabólicas no processo de digestão anaeróbia (van Haandel e Lettinga, 1994)

Na segunda etapa, chamada de acidogênese, as bactérias fermentativas (ou acidogênicas) que fermentam açúcares, aminoácidos e ácidos graxos resultantes da hidrólise da matéria orgânica complexa, produzindo ácidos orgânicos, álcoois, cetonas, dióxido de carbono e hidrogênio. Atuam logo na sequência da hidrólise do material orgânico em suspensão, sendo os que mais se beneficiam energeticamente, tendo as mais elevadas velocidades de crescimento do consórcio, sendo limitadas apenas por uma eventual limitação da etapa da hidrólise (Aquino e Chernicharo, 2005).

Na terceira etapa, chamada acetonogênese, ocorre a conversão dos produtos da acidogênese em compostos que formam os substratos para a produção de metano. As bactérias sintróficas (ou acetogênicas) convertem os compostos intermediários (como butirato, propionato, etc.) em acetato, dióxido de carbono e hidrogênio. Estas reações ocorrem naturalmente nos reatores anaeróbios em virtude da interação entre algumas espécies do consórcio (Aquino e Chernicharo, 2005).

A metanogênese consiste na produção de metano pelos microrganismos metanogênicos acetoclásticos ou hidrogenotróficos. Os microrganismos acetoclásticos são os mais importantes, pois são os grandes responsáveis pela remoção da matéria orgânica existente, convertendo o acetato sintetizado na fase acetogênica em metano. Porém, esses seres possuem uma reprodução muito lenta, além de necessidades ambientais adequadas como fator limitante. Os microrganismos hidrogenotróficos sintetizam o metano através do formiato, gás carbônico e hidrogênio, nos caso dos dois últimos, em um processo conhecido como respiração anaeróbia (Aquino e Chernicharo, 2005).

A produção de metano envolvendo o sistema ácido acético/acetato é responsável por cerca de 75% do biogás produzido, sendo o restante via dióxido de carbono e hidrogênio. O biogás consiste de um gás rico em metano, é combustível, com valores de energia típicos que variam na faixa de 21 – 28 MJ/m³. O metano tem uma faixa de explosão de 5 – 15% por volume e densidade de 0,72 kg/m³, a 20°C. Para o hidrogênio, as mesmas propriedades situam-se entre 4 – 74% e 0,09 kg/m³, a 20°C. O dióxido de carbono tem densidade igual a 1,97 kg/m³, a 20°C. O poder calorífico típico do biogás, consistindo de 60% de CH₄ e 40% de CO₂ varia de 5,5 – 6,5 kW/m³. Isto torna sua produção atrativa como um meio de geração de energia renovável (Evans e Furlong, 2003).

Segundo Foresti *et al.* (2002), para um bom desempenho dos reatores anaeróbios, é imprescindível que os compostos orgânicos sejam convertidos em precursores imediatos do metano. Caso essa conversão não aconteça, a metanogênese não ocorrerá, acarretando o acúmulo dos produtos da fase de hidrólise e fermentação no reator, comprometendo o processo. Além disso, é importante que o reator anaeróbio seja inoculado com um lodo rico em microrganismos metanogênicos, de alta qualidade, melhorando consideravelmente o sistema em relação à partida do mesmo.

Em termos termodinâmicos, algumas reações são favoráveis e outras desfavoráveis, conforme a etapa do processo anaeróbio, conforme apresentado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Comparação energética de algumas reações comuns na degradação anaeróbia.
(Aquino e Chernicharo, 2005)

Etapa	Reação	ΔG^0 (kJ/mol)
Acidogênese	$C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow 2 H_3CCOO^- + 2 CO_2 + 2 H^+ + 4 H_2$ glicose acetato	- 206
	$C_6H_{12}O_6 + 2 H_2 \rightarrow 2 H_3CCH_2COO^- + 2 H_2O + 2 H^+$ glicose propionato	- 358
	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 H_3C(CH_2)_2COO^- + 2 CO_2 + H^+ + 2 H_2$ glicose butirato	- 255
Acetogênese	$2 H_3CCH_2COO^- + 3 H_2O \rightarrow 2 H_3CCOO^- + HCO_3^- + H^+ + 3 H_2$ propionato acetato	+76,1
	$2 H_3CCH_2COO^- + 2 HCO_3^- \rightarrow 2 H_3CCOO^- + H^+ + 3 HCOO^-$ propionato acetato formiato	+72,2
	$2 H_3C(CH_2)_2COO^- + 2 H_2O \rightarrow 2 H_3CCOO^- + H^+ + 2 H_2$ butirato acetato	+48,1
Metanogênese	$H_3CCOO^- + H_2O \rightarrow CH_4 + HCO_3^-$ acetato metano	- 31
	$H_2 + \frac{1}{4} HCO_3^- + \frac{1}{4} H^+ \rightarrow \frac{1}{4} CH_4 + \frac{1}{4} H_2O$ hidrogênio metano	- 33,9
	$3 HCOO^- + \frac{1}{4} H_2O + \frac{1}{4} H^+ \rightarrow \frac{1}{4} CH_4 + \frac{1}{4} HCO_3^-$ formiato metano	- 32,6

Tanto os microrganismos metanogênicos acetoclásticos quanto os hidrogenotróficos são muito importantes na manutenção do curso da digestão anaeróbia, uma vez que estes são responsáveis pela função essencial de consumir hidrogênio produzido nas fases anteriores. Com isso, é propiciado o abaixamento da pressão parcial de hidrogênio no meio, tornando possíveis as reações de produção das acidogênicas e acetogênicas (Chernicharo, 1997).

Segundo Speece (1996), a conversão de propionato a acetato e H_2 é termodinamicamente favorável somente se a pressão parcial de H_2 estiver abaixo de 10^{-4} atm. A conversão de H_2 a metano é termodinamicamente favorável somente para pressões parciais abaixo de 10^{-6} atm. Uma vez que os microrganismos responsáveis pela conversão do H_2 a metano devem operar na faixa de aproximadamente 10^{-4} a 10^{-6} atm, eles operam abaixo de sua capacidade máxima. Portanto, uma vez formado o ácido propiônico (produtos intermediários),

a conversão a acetato só será possível mediante a existência de populações capazes de remover, de forma rápida e eficiente, o H_2 formado nas reações acetogênicas. Isso é conseguido graças à ação das bactérias que removem H_2 do meio, isto é, as bactérias metanogênicas hidrogenotróficas e as bactérias redutoras de sulfato (Campos, 1999).

Além dos processos fermentativos que levam à produção de biogás, podem se desenvolver outros processos no reator anaeróbio. Neste não se encontra oxigênio dissolvido, mas pode haver presença de oxidantes alternativos, que permitem o desenvolvimento de bactérias que usam o catabolismo oxidativo. Estes oxidantes são o nitrato e o sulfato. O nitrato pode ser usado como oxidante, sendo reduzido para nitrogênio molecular em processo denominado desnitrificação, e o sulfato pode ser reduzido para sulfeto (Campos, 1999).

A quantidade de H_2S presente no biogás produzido depende muito da abundância relativa dos compostos contendo enxofre no resíduo original. O caráter ácido do H_2S torna-o agressivo, causando problemas de corrosão em equipamentos sendo seu manuseio complicado. É possível a limpeza do biogás por arraste do H_2S , sendo que na prática é mais comum o uso de um óleo lubrificante altamente alcalino, o qual deve ser trocado frequentemente (Evans e Furlong, 2003).

3.1.2. Biomassa nos Sistemas Anaeróbios

Segundo Zaiat *et al.* (2001), duas áreas em especial têm se destacado no desenvolvimento do ASBR: aquelas que estudam a otimização dos parâmetros de operação utilizando-se da biomassa auto-imobilizada (de crescimento disperso) e aquelas que desenvolvem o ASBR contendo biomassa em suporte inerte (biomassa imobilizada).

Segundo Costerton *et al.* (1995), biofilme é definido como uma população de bactérias aderidas umas às outras ou a uma superfície ou interface. Desse modo, incluem-se na definição agregados ou flocos microbianos, componentes da biomassa auto imobilizada ou granulada e populações aderidas a meios suportes.

No crescimento disperso, a biomassa cresce de forma dispersa no meio líquido sem nenhuma estrutura de sustentação. No crescimento aderido, a biomassa cresce aderida a um meio suporte, formando um biofilme. A matriz do meio suporte pode ser um material sólido natural (pedras, areia, solo) ou artificial (plástico) ou constituído pela própria biomassa aglomerada (grânulo). A aderência é influenciada por interações célula-célula, pela presença de moléculas de polímeros na superfície e pela composição do meio (Sperling, 1996).

No biofilme, os compostos necessários para o desenvolvimento bacteriano, como matéria orgânica e micronutrientes, são adsorvidos à superfície. Após a aderência, eles são transportados através do biofilme por mecanismos de difusão, onde são metabolizados pelos microrganismos. Sólidos de natureza coloidal ou suspensa não conseguem se difundir no biofilme, necessitando serem hidrolisados a moléculas de menores dimensões. Os produtos finais do metabolismo são transportados em sentido contrário, na direção da fase líquida (Sperling, 1996).

A agregação de microrganismos anaeróbios, seja na forma de grânulos ou na forma imobilizada, otimiza a cooperação entre os organismos associados, principalmente em virtude da redução da distância de difusão para transferência de metabólitos. Pode atuar também como forma de proteção extra contra fatores ambientais adversos e presença de compostos inibidores / tóxicos (Vazzoller *et al.*, 1999).

Grânulos são partículas discretas com características que os tornam mais facilmente retidos no interior das unidades de tratamento. A formação de grânulos é um processo no qual a biomassa floculenta (não discreta) forma grânulos ou pellets discretos e bem definidos, os quais podem ter vários milímetros de diâmetro. A biomassa granular tem vantagens importantes em relação à biomassa floculenta, tais como maiores: velocidade de sedimentação e atividade específica em relação à floculenta. Os grânulos usualmente possuem uma estrutura e limites bem definidos, sendo visíveis a olho nu como entidades separadas no líquido, durante as fases de sedimentação e de mistura. O processo de granulação é, contudo, complicado devido ao envolvimento de muitas espécies de microrganismos e de vários fatores ambientais. A adesão e a agregação microbiana são geralmente o resultado do número de interações entre os microrganismos e a superfície com a qual eles estão associados, quer seja esta superfície um sólido inerte, uma partícula orgânica, ou outros microrganismos. Além disso, a granulação também requer um longo período (Ong *et al.*, 2002).

O consórcio microbiano, macroscópico, presente nos grânulos é formado por diferentes grupos de microrganismos funcional e filogeneticamente diferentes, conforme mostrado na Figura 3.2, que realizam uma série de processos complexos interligados paralela e sequencialmente.

Os microrganismos metanogênicos, componentes microbianos importantes dos grânulos anaeróbios, crescem lentamente em águas residuárias, sendo que o seu tempo de geração varia de 3 dias, a 35°C, até valores tão altos como 50 dias, a 10°C. Quando a temperatura do reator é diminuída para valores abaixo de 30°C, a atividade dos microrganismos metanogênicos é bastante reduzida. Esta é a principal razão pela qual os reatores UASB mesofílicos devem ser operados em temperaturas de 30 a 35°C para que se obtenha bom desempenho (Liu e Tay, 2004).

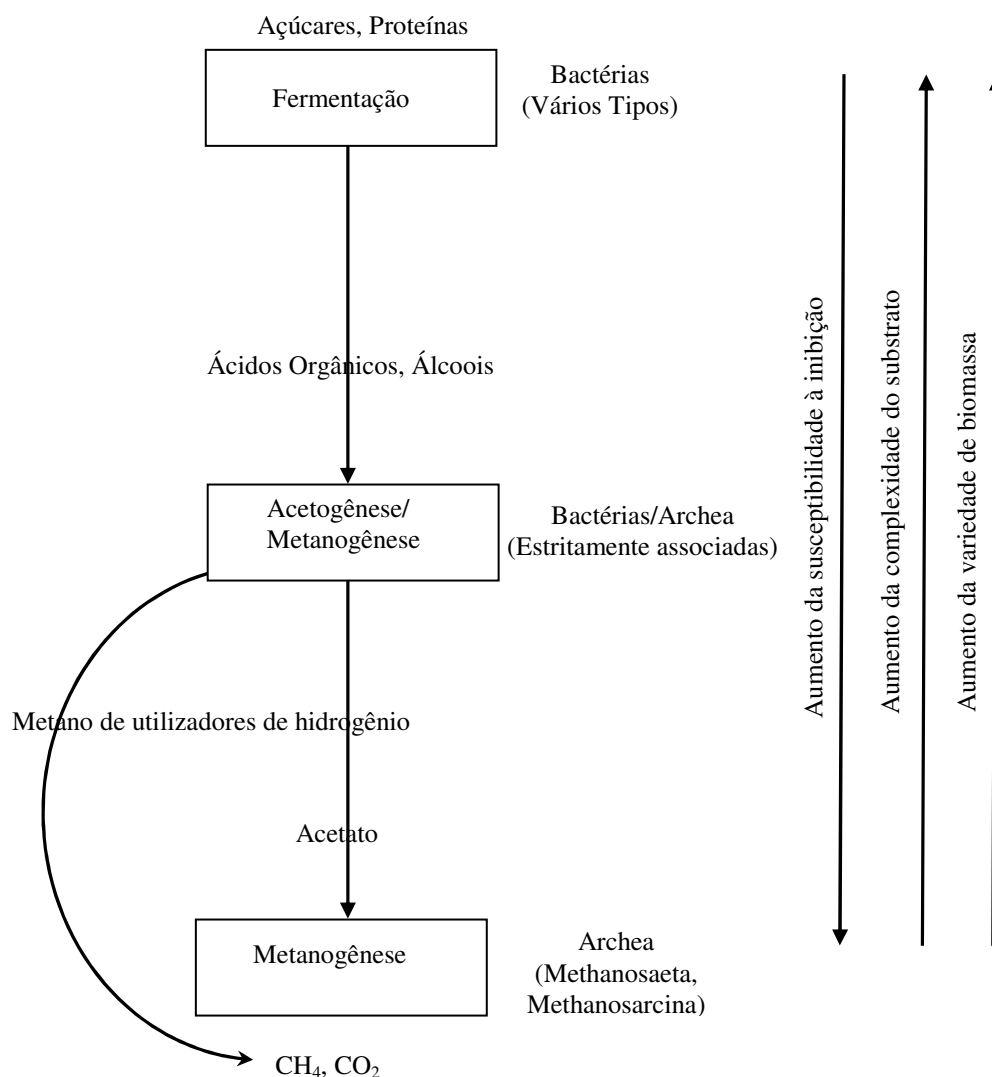


Figura 3.2 – Processo de conversão intracelular e principais consórcios microbianos nos sistemas anaeróbios (Batstone *et al.*, 2005)

Segundo Liu e Tay (2004), a formação de grânulos pode ser favorecida em velocidades ascensionais relativamente altas, mas não ocorre sob condições de baixo cisalhamento. A granulação também é favorecida pela combinação de alta velocidade ascensional do líquido e tempo de retenção hidráulico curto. Um longo TRH aliado a uma baixa velocidade ascensional do líquido pode permitir o crescimento bacteriano na forma dispersa e ser menos favorável para a granulação microbiana. Em contraste, um TRH curto combinado com uma velocidade ascensional do líquido alta pode levar ao arraste das bactérias que não têm tendência de granular e, desta forma, promover a granulação do lodo. Os resultados mostram que lodo anaeróbio floculento pode ser convertido a um lodo anaeróbio granular relativamente ativo, manipulando-se o estresse hidráulico e a sedimentabilidade dos grânulos anaeróbios.

Outro fator importante na formação de grânulos é a carga orgânica aplicada durante a partida e a operação do reator, a qual controla as características do lodo desenvolvido no mesmo, sendo a principal responsável pela resistência dos mesmos. Existe uma correlação entre a resistência dos grânulos e remoção de DQO, sendo maior a redução, de DQO, nos grânulos mais resistentes. Além disso, uma concentração de ácidos voláteis menor que 200 mg/L no reator é favorável à formação de lodo granular com alta resistência (Ghangrekar *et al.*, 2005).

Segundo Ghangrekar *et al.* (2005), durante o período de partida de um reator é importante o desenvolvimento de lodo granular com alta concentração e com boas características, tais como, SVI menor que 16 mL/gSS, velocidade média de sedimentação maior que 36 m/h e alta resistência. Todos estes fatores resultarão em alta eficiência de remoção de DQO (maior que 90%). Para isto, é aconselhável operar o reator com carga orgânica de 2,0 a 4,5 kgDQO/m³.d e 0,1 a 0,25 kgDQO/kgSSV.d, durante o período de partida, quando ocorre a granulação inicial. Uma vez que uma granulação apropriada ocorre nestas condições de cargas orgânicas, é possível aumentar a carga orgânica em etapas de acordo com os requisitos do projeto do reator.

Segundo Zhang *et al.* (1996), a força motora responsável pelo processo de granulação é a variação cíclica das condições de fartura e escassez de substrato (variação da relação F/M que é razão entre a concentração de substrato e a concentração de biomassa) durante a operação do ASBR. No fim da etapa de reação, a relação F/M atinge seu valor mais baixo, criando condições favoráveis para sedimentação. A biomassa de baixa sedimentabilidade tende a ser carregada junto com o efluente no momento da descarga, enquanto a biomassa granular ativa de rápida velocidade de sedimentação é retida no interior do reator, permitindo assim maior eficiência de retenção de sólidos voláteis em seu interior.

A formação de biomassa granular é importante uma vez que esta permite ao reator tratar grandes cargas orgânicas volumétricas com maior estabilidade e eficiência, quando comparado a sistemas sem granulação desenvolvida (Sung e Dague, 1995; Wirtz e Dague, 1996). Além da maior velocidade de sedimentação, outra vantagem da biomassa granular em relação a floculenta é a alta atividade específica que aquela apresenta, permitindo ao processo atingir maiores velocidades de estabilização de matéria orgânica (Wirtz e Dague, 1996).

Nos reatores anaeróbios contendo biomassa na forma de grânulos, esta pode se acumular formando camadas densas, praticamente estacionárias, no fundo do reator. A agitação hidráulica e a densidade de lodo são, portanto, essenciais para a mobilidade da

biomassa em forma de grânulos no interior do reator. Além disso, o grau de agitação definirá expansão do leito de lodo, evitando a formação das zonas mortas, fluxos preferenciais, curtos-circuitos hidráulicos etc., que resultem em diminuição do espaço ou condições no interior do reator onde seja desfavorável o contato entre esgoto e a biomassa, prejudicando o seu desempenho (Campos, 1999).

Veronez *et al.* (2005) estudaram as mudanças nas características dos grânulos presentes em biorreatores anaeróbios em escala de bancada, operados nos modos contínuo, batelada e batelada alimentada em condições experimentais próximas, ou seja, temperatura 30°C, inóculo, água residuária, carga orgânica e tempos de ciclo e de residência. Os grânulos foram caracterizados pelas propriedades físicas e microbiológicas como tamanho médio, tempo de sedimentação e microscopia óptica e de fluorescência. Os ensaios em batelada e em batelada alimentada foram realizados em ASBR, utilizando-se tempos de ciclo de 8 e 6 h. Os ensaios realizados em modo contínuo utilizaram um reator de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB de 1,3 L) sem e com recirculação da fase líquida, ou seja, operado com baixa e alta velocidade ascensional, utilizando-se tempos de residência hidráulicos de 8, 6 e 4 h.

Os resultados indicaram que os grânulos do reator operado em batelada e em batelada alimentada sequenciais, com ou sem agitação mecânica, não sofreram mudanças físicas nem microbiológicas em suas características. No entanto, em função do tempo de operação, os grânulos do reator UASB foram submetidos à aglomeração devido à formação e acúmulo de um material viscoso, de provável origem microbiana, quando operado em baixas velocidades superficiais (0,072; 0,10 e 0,15 m/h). Quando a velocidade superficial foi aumentada para 8 – 10 m/h, através da recirculação da fase líquida, os grânulos do reator UASB sofreram floculação e as características microbiológicas mudaram de tal maneira que o equilíbrio da diversidade microbiana no inóculo inicialmente usado não foi mantido, formando duas zonas bem distintas com diferentes características físicas e morfológicas. A análise do lodo indicou um possível efeito do modo de operação do biorreator, contínuo e em batelada, tratando água residuária sintética de baixa carga na preservação do tamanho dos grânulos e das características microbiológicas. Desta forma, um comportamento mais estável foi observado quando houve alteração de uma situação de alta para baixa disponibilidade de substrato, característica da operação em batelada e em batelada alimentada, o que não ocorreu no modo contínuo, apesar das condições hidrodinâmicas do sistema. Dessa forma, os resultados indicaram uma possível característica positiva do biorreator operado no modo batelada e

batelada alimentada em relação ao modo de operação contínua, referente à estabilidade das características dos grânulos.

3.2. Reatores Anaeróbios

van Haandel e Lettinga (1994) descrevem que a primeira aplicação documentada dos sistemas anaeróbios foram as câmeras hermeticamente fechadas desenvolvidas por Mouras, no final do século XIX na França. Na sequência vieram, já no século XX, o tanque séptico, desenvolvido na Inglaterra por Cameron e o tanque Imhoff na Alemanha. Em ambos, o fluxo do esgoto é horizontal, com lodo anaeróbio ao fundo, com decantação dos sólidos sedimentáveis e digestão anaeróbia da parte biodegradável (carboidratos, proteínas e lipídios). O tanque séptico apresentava problemas de flotação dos grânulos, devido à turbulência causada pelo gás produzido. O tanque Imhoff apresentava menos problemas, pois havia uma zona separada para tal, além de conter um sistema de aquecimento que elevava a velocidade de digestão. Na sequência, o tratamento anaeróbio foi perdendo espaço para o aeróbio em virtude da menor eficiência da remoção na matéria orgânica. Esse fato ocorreu fundamentalmente em decorrência de uma falha fundamental de projeto: o pouco ou nenhum contato entre a massa bacteriana anaeróbia no sistema e o material não sedimentável no afluente. Por essa razão, muito material acabava dissolvido ou hidrolisado, mas não tinha sua matéria orgânica metabolizada, descarregando juntamente com o efluente.

Foi a partir da década de 1960 que o processo anaeróbio ampliou sua perspectiva de aplicação, abrindo assim a possibilidade do tratamento direto das águas residuárias, ao contrário dos sistemas anteriores, os quais eram utilizados, basicamente, para material mais particulado e concentrado. Na década de 1970, várias configurações de reatores anaeróbios de alta velocidade foram desenvolvidas, especialmente para o tratamento de águas residuárias industriais. Dentre estas configurações destaca-se o reator anaeróbio de fluxo ascendente (Campos, 1999).

O reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blanket) representa um grande avanço na aplicação da tecnologia anaeróbia para o tratamento direto de águas residuárias, sejam de natureza simples ou complexa, de baixa ou de alta concentração, solúveis ou com material particulado (Kato *et al.*, 2001).

Os reatores UASB tornaram-se consagrados no Paraná e no Brasil ao serem utilizados de maneira extensiva no tratamento de esgotos para populações de 200 a 60.000 habitantes

(Aisse e Sobrinho, 2001). Desde 1982, estudos desta tecnologia têm sido realizados em várias partes do mundo para tratamento de vários tipos de águas residuárias, incluindo esgotos domésticos, em climas moderados como o Brasil, Indonésia, Índia, Uruguai e Colômbia, com resultados de redução de demanda química de oxigênio (DBO) de 75% (Schellingkout e Collazos, 1992; Foresti, 2002). O desempenho da configuração do reator UASB no tratamento de águas residuárias industriais, em temperaturas mesofílicas e com alta carga orgânica volumétrica, incentivou muitos pesquisadores a aplicar esta tecnologia para tratamento de esgotos domésticos (Foresti, 2002).

O reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente é um sistema compacto, com baixa demanda de área, de baixo custo, com baixa produção de lodo (menor que 30% em relação ao processo de lodo ativado), baixa necessidade de nutrientes (N e P), produção de biogás com valor energético, baixo consumo de energia por não necessitar dos aeradores, partida rápida após longo período de parada, e lodo excedente mais estabilizado, o que facilita a sua disposição final (Campos, 1999; Miranda *et al.*, 2005), alta estabilidade em resposta a flutuações na composição e na concentração do afluente, capacidade de tolerar altas cargas orgânicas (Foresti, 2002).

O reator UASB, entretanto, apresenta algumas desvantagens como, por exemplo: remoção média de substrato em termos de DBO e DQO da ordem de 65 a 75% necessitando, em alguns casos, de um pós-tratamento, geralmente aeróbio; possibilidade de emissão de maus odores, controlável, porém, se projetado e operado adequadamente; sensibilidade a certos compostos e longo tempo de partida (de 4 a 6 meses) quando não inoculado convenientemente.

O reator UASB também está sujeito a limitações relacionadas à concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente, o que tem prejudicado a sua indicação para tratamento de águas residuárias agropecuárias, como as de suinocultura (Oliveira e Foresti, 2004).

O UASB tem-se mostrado eficiente em regiões tropicais e subtropicais, sendo atualmente um dos sistemas anaeróbios mais utilizados. O dispositivo característico do UASB é o separador de fases, que divide o reator em uma parte inferior (ou zona de digestão) onde há uma manta de lodo responsável pela digestão, e uma parte superior (ou zona de sedimentação). A água residuária entra pelo fundo, ascensionalmente, passando pela região de digestão, entrando por uma abertura no separador de fases para a zona de sedimentação. Nesta região, a velocidade do líquido tende a diminuir. Desse modo, flocos de lodo que são arrastados e

passam pela abertura do separador de fases para a parte superior do reator, encontrarão uma região tranqüila. Nessa região é possível que a velocidade de sedimentação de uma partícula se torne maior que a velocidade de arraste pelo líquido a uma determinada altura. Nesse caso, a partícula acabará sendo depositada sobre a superfície inclinada do separador de fases (van Haandel e Lettinga, 1994).

Dentre os reatores anaeróbios em desenvolvimento na atualidade, destacam-se: os reatores de leito expandido e fluidificado, os reatores de leito fixo, os reatores em batelada seqüencial, os reatores com recirculação interna e os reatores de membrana. Todos estes sistemas possuem em comum a utilização de células imobilizadas em suporte ou auto-imobilizadas, com exceção do reator de membrana, que se baseia nos reatores anaeróbios de contato, utilizando sistema de separação de membranas para manutenção da biomassa no sistema (Rodrigues *et al.*, 2006).

O reator anaeróbio de leito granular expandido (EGSB) pode ser considerado uma variação do UASB e, segundo Kato *et al.* (2001), uma das mais recentes alternativas para os problemas que ocorrem no UASB. Diferenciado basicamente pelo fato de não possuir nenhum meio de suporte, possuir alta densidade de seu lodo granular permitindo uma conseqüente velocidade ascensional alta a qual é submetido, o que permite uma maior expansão do lodo, permitindo um melhor contato biomassa/esgoto. Necessita, contudo de um eficiente sistema de separação de sólidos, pois pelas suas características hidrodinâmicas a biomassa tende a ser eliminada com o efluente (Campos, 1999). Rebac *et al.* (1999) destacam o EGSB não apenas pela característica da velocidade ascensional, mas também pela alta velocidade de recirculação de efluente na qual é capaz de trabalhar.

As velocidades ascensionais que podem ser impostas no EGSB, utilizando lodo granulado, podem alcançar valores acima de 2,5 m/h e até 10 m/h em certos casos específicos. As maiores velocidades ascensionais permitem uma melhor agitação hidráulica do leito de lodo granular ou floculento denso, resultando em sua maior expansão. Com isso, minimiza-se o que pode ocorrer em reatores UASB, como zonas mortas, fluxo preferencial, curtos-circuitos etc., conseqüentemente, melhorando o contato biomassa-esgoto (Kato *et al.*, 2001). Segundo Jeison e Chamy (1999), o reator opera com velocidades superficiais de 7 a 10 m/h obtidas pela recirculação de líquido e por uma elevada razão altura/diâmetro.

Kassan *et al.* (2003) analisaram a tendência global na utilização industrial de sistemas anaeróbios de tratamento. Informações sobre 750 sistemas anaeróbios instalados durante as últimas duas décadas por três empresas líderes em sistemas anaeróbios, a ADI Systems Inc., a

Biothane Corporation, e a Paques, mostraram um crescimento exponencial no uso de sistemas anaeróbios industriais no mundo até a metade dos anos 90. Após 1994, o número anual de instalações diminuiu, mas permaneceu relativamente constante nos últimos 3 anos. O mercado norte americano não apresenta indicação clara de um crescimento futuro, enquanto o mercado europeu está relativamente maduro. Estima-se que 44% das plantas de tratamento anaeróbio mundiais estão localizadas na Europa, enquanto apenas 14% estão localizadas na América do Norte. Nestes, a maioria dos sistemas anaeróbios de tratamento, é empregada em cervejarias (26%), indústria de processamento de batatas (11%) e indústria de papel e celulose (9%).

Os sistemas anaeróbios são relativamente compactos, têm baixo requerimento de energia e podem ser um método efetivo para as companhias evitarem multas devido ao descarte de resíduos. Desta forma, a motivação para a utilização dos sistemas anaeróbios no mercado Europeu não é a mesma para aplicação na América do Norte. Na América do Norte, há energia disponível a custos relativamente baixos, e a disponibilidade de terreno é maior. Assim, é frequentemente mais conveniente e de menor custo para as companhias Norte Americanas pagar para companhias de tratamento de água residuárias domésticas pelo tratamento de seus resíduos (Kassan *et al.*, 2003).

Uma legislação ambiental rígida aplicada em países como Dinamarca e Noruega resultou na liderança, por parte dos mesmos, na implementação de tecnologias de tratamento anaeróbio de águas residuárias. A instrução de 1999 da Comissão Européia para aterros sanitários é uma destas políticas (Council Directive, 1999/31EC de 26 de Abril de 1999). Esta instrução restringe os aterros sanitários, impulsionando a tecnologia anaeróbia, uma vez que a mesma pode ser utilizada no tratamento de resíduos que são normalmente aterrados e, além disso, produz pequenas quantidades de biomassa (Kassan *et al.*, 2003).

3.2.1. Reator Anaeróbio Operado em Batelada Seqüencial (ASBR)

O reator anaeróbio operado em batelada seqüencial (ASBR) vem recebendo atenção maior nos últimos anos, sendo o seu uso prático voltado para o tratamento de águas residuárias. Esse tipo de reator possui um grande potencial para o tratamento de água residuária de baixa carga para um futuro próximo, como é o caso dos esgotos sanitários, pois esse tratamento transforma os poluentes em substâncias estabilizadas ou inertes para que a água tratada possa ser lançada em corpos d'água sem causar prejuízo ao meio ambiente. Além

disso, resultados demonstram que o mesmo pode ser adequado para temperaturas mais baixas, portanto, também aplicável para regiões de clima temperado ou frio.

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).

De acordo com Dague *et al.* (1992), a característica básica do reator operado em batelada seqüencial, com fluxo intermitente, é de ser preenchido com esgoto no início e esvaziado ao final do tratamento, repetindo-se a operação com nova batelada. O conteúdo no interior do reator é misturado, permitindo um bom contato esgoto/biomassa. O tratamento é efetuado em tanque único, em uma seqüência operacional que compreende basicamente as seguintes fases (Figura 3.3): (i) enchimento com água residuária, (ii) tratamento propriamente dito, por meio de biotransformações dos constituintes do esgoto pela ação de microrganismos; (iii) sedimentação do lodo biológico, após a finalização das reações; (iv) esvaziamento do tanque, com a retirada do líquido tratado e clarificado.

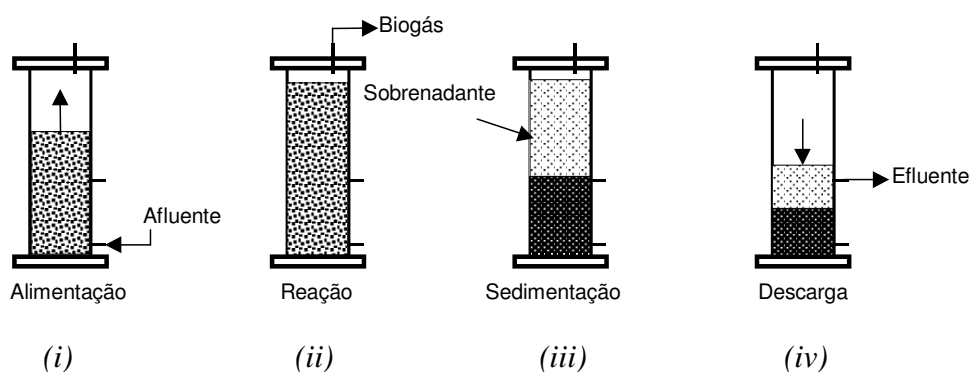


Figura 3.3 – Representação das fases de operação de um ASBR (Dague *et al.*, 1992)

A fase de enchimento envolve a adição de substrato ao reator, que pode ser feita com ou sem mistura, dependendo do objetivo operacional. O volume da alimentação é determinado com base no tempo de ciclo, na carga orgânica, nas características de sedimentação do lodo, entre outros. Uma vez terminado o enchimento, começa a fase de reação, na qual com mistura completa o substrato orgânico é biodegradado anaerobiamente. O tempo necessário para que isso ocorra dependerá de inúmeros fatores, como: características e concentração do substrato, qualidade requerida do efluente, concentração da biomassa e temperatura.

Durante a fase de sedimentação, a agitação é interrompida, permitindo que o próprio reator funcione como um decantador. O tempo necessário para essa fase varia em função das

características de sedimentação do lodo, mas valores típicos são ao redor de 30 minutos. Este tempo deve ser suficiente para permitir boa clarificação do sobrenadante. Mas, por outro lado, não deve ser muito longo, de modo a evitar a ressuspensão do lodo pela produção de gases provenientes da degradação anaeróbia. Outras variáveis envolvidas nesse processo são a concentração de sólidos no lodo e a relação substrato / microrganismo.

Finalmente a retirada do efluente clarificado é realizada. O volume a ser removido é geralmente igual ao volume alimentado. O tempo necessário é função do volume a ser retirado, da vazão da bomba e da velocidade máxima permitida no interior do reator, de modo a não causar arraste de sólidos. Uma vez terminada a retirada do efluente, o reator está pronto para receber outra batelada de esgoto.

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 (Zaiat *et al.*, 2001).

O tempo gasto na etapa de alimentação está diretamente ligado ao valor de F/M e, portanto, a estratégia de alimentação empregada tem fundamental importância para o sucesso do ASBR. A utilização de uma etapa de alimentação mais longa favorece a granulação. Nos sistemas descontínuos, a concentração de substrato em contato com microrganismos pode ser alta no início, mas decresce ao valor mínimo até o reator ser carregado novamente. Desta forma, a concentração ao final do ciclo será baixa, resultando em valores baixos de F/M e favorecendo, portanto, a granulação. Sendo assim, durante a partida do reator é possível controlar o tempo do ciclo para favorecer 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 (Rodrigues *et al.*, 2006).

O ASBR apresenta algumas desvantagens, uma vez que os microrganismos anaeróbios são susceptíveis à inibição por um grande número de compostos; a partida do processo pode ser lenta na ausência de lodo de semeadura adaptado; alguma forma de pós-tratamento é usualmente necessária; a bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas (necessitam de estudos mais aprofundados); há a possibilidade de geração de maus odores, os quais podem ser controlados; há a possibilidade de geração de efluente com aspecto desagradável; e a remoção de nitrogênio, fósforo e patogênicos é insatisfatória (Chernicharo, 1997).

A configuração de reator anaeróbio operado em batelada seqüencial vem sendo investigada para o tratamento de diferentes águas residuárias (Dague *et al.*, 1992; Fernandes *et al.*, 1993; Sung e Dague, 1995; Angenent e Dague, 1995; Droste e Massé, 1995; Brito *et al.*, 1997, Timur e Östürk, 1999; Dugba e Zang, 1999). Atualmente, o reator anaeróbio operado em batelada seqüencial tem sido estudado para o tratamento de águas residuárias com elevadas concentrações de material orgânico. Dentre estes resíduos destacam-se os efluentes da indústria de laticínios, os resíduos gerados na criação intensiva de suínos e o chorume gerado em aterros sanitários, entre outros.

O desenvolvimento e o estudo de reatores anaeróbios em batelada são recentes, pouco mais de duas décadas, e os resultados obtidos até o momento ainda podem ser considerados não conclusivos. A aplicação em escala industrial deste tipo de tecnologia ainda requer o conhecimento de fenômenos fundamentais e aspectos tecnológicos, que devem ser elucidados. A aplicação de processos descontínuos em tratamento anaeróbio de águas residuárias é apropriada para indústrias que lançam efluentes de forma intermitente ou atividades que geram efluentes apenas em algumas épocas do mês ou do ano, para indústrias que trabalham com padrões de lançamento muito restritivos ou com compostos de difícil degradação, para sistemas que visam ao reuso de águas residuárias ou de substâncias nelas dissolvidas e em trabalhos fundamentais que visem à elucidação de algumas transformações que ocorrem na degradação anaeróbia (Zaiat *et al.*, 2001).

Analizando os fatores que afetam o desempenho dos reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial, 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, a estratégia de alimentação e a temperatura.

3.2.2. Influência da Agitação nos Reatores Anaeróbios

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 consequentemente 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 deste 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 suíno 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.

Sung e Dague (1995) realizaram ensaios variando as formas de agitação, tratando soro de leite. A agitação foi realizada durante a fase de reação através de recirculação de gás, sendo efetuada de maneira contínua e intermitente, em diferentes intervalos e duração. Operaram quatro ASBR com 12 L de volume total cada, a 35°C, com TRH de 12, 24 e 48 h. As cargas orgânicas da alimentação variaram de 2000 mgDQO/L.d até 8000 mgDQO/L.d, de duas em duas unidades. Nos ensaios com agitação intermitente, o gás foi recirculado durante 5 minutos em intervalos de 1 h, durante 2,5 min a cada 0,5 h e durante 100 segundos a cada 20 min. Os resultados obtidos indicaram que o uso de agitação contínua ou intermitente não influenciou o

desempenho do reator em termos de remoção de DQO (mantidos sempre acima de 98%) e produção de metano (na faixa de 7,9 L/d, para carga de 2000 mgDQO/L.d, e 29,7 L/d, para carga de 8000 mgDQO/L.d, mantendo-se proporcional nas outras condições).

Camargo *et al.* (2002) e Ramos *et al.* (2003) estudaram o efeito da velocidade superficial do líquido em um reator anaeróbio operado em batelada sequencial, contendo biomassa imobilizada para tratar água residuária sintética. O reator apresentou eficiência de remoção e desempenho maiores quando foi operado com recirculação do líquido do que quando sem circulação. Posteriormente, ajustes avaliaram a influência da velocidade superficial na recirculação, que melhorou a transferência de massa. Além disso, o suporte de espuma de poliuretano foi muito adequado para a retenção de sólidos com o aumento da velocidade superficial no ASBR em operação. Ocorreu aumento da eficiência de 83% para 95% quando a recirculação foi implementada, como consequência de um melhor contato entre biomassa e substrato. O estudo cinético revelou que quando a velocidade superficial do líquido aumentou de 0,034 para 0,094 cm/s, o coeficiente cinético foi duplicado, e o parâmetro permaneceu inalterável para o valor de 0,188 cm/s em diante. Este resultado mostrou a possibilidade de minimizar o tempo do ciclo para obter a eficiência de remoção através da implementação da circulação externa do líquido.

Pinheiro *et al.* (2007) investigaram a influência da variação da velocidade superficial de recirculação da fase líquida em um ASBR, contendo biomassa granulada. O reator foi operado a 30°C tratando um volume de água residuária sintética de 1,3 L, sendo o tempo de ciclo de 6 horas. O sistema foi operando com 5, 7 e 10 m/h e concentração do afluente de 500 mgDQO/L. Os resultados de eficiências de remoção de matéria orgânica, para amostras filtradas, foram de 83, 85 e 84% para as condições de 5, 7 e 10 m/h, respectivamente. Além disso, foi possível ajustar um modelo cinético de primeira ordem aos valores experimentais dos perfis de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo. Os valores do parâmetro cinético deste modelo foram 1,35; 2,36 e 1,00 h⁻¹ para as velocidades superficiais de recirculação de 5, 7 e 10 m/h, respectivamente, indicando que as melhores condições de operação foram obtidas quando a velocidade de recirculação foi de 7 m/h.

3.2.3. Reatores Anaeróbios 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, onde V_{ALI} é o volume de água residuária alimentada por ciclo, C_{AF} é a concentração de substrato no afluente, t_c é o tempo de duração do ciclo e V é o volume do reator.

$$COV = \frac{V_{ALI} \cdot C_{AF}}{t_c \cdot V} \quad (3.1)$$

Welper *et al.* (1997) operaram um ASBR tratando água residuária industrial (soro de leite) de alta carga em um sistema de reatores de 10 L conectados em série: o primeiro, um reator termofílico, operando a 55°C e o segundo, um mesofílico, operando a 35°C com tempo de ciclo total de 18 h. Foram utilizadas cargas orgânicas de 7000 a 25000 mgDQO/L.d. Para COV de até 22000 mgDQO/L.d, a remoção da matéria orgânica foi eficiente, atingindo mais de 90% depois do primeiro estágio e 99% de remoção total. Ao atingir o ponto de 22000 mgDQO/L.d, o reator termofílico apresentou eficiência de 76% e a remoção total do sistema foi de 97%. A partir deste ponto houve uma diminuição nos índices de remoção para cerca de 85%.

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 valores 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.

Para águas residuárias de baixa concentração de matéria orgânica, o ASBR tem se destacado como excelente opção. Ndon e Dague (1997a/b), por exemplo, trataram água residuária a base de leite em pó desnatado, com concentrações de 1000, 800, 600 e 400 mgDQO/L, em reator de 6 L, com ciclos de 48, 24, 16 e 12 h. A grande maioria dos experimentos mostrou uma eficiência de remoção de DQO entre 88% e 90%, com exceção das concentrações de 800 e 1000 mgDQO/L, em ciclos de 12 h, e alimentação de 1000 mg/DQO/L em 16 horas, onde o reator apresentou queda na eficiência, além da perda de sólidos.

Siman *et al.* (2004) avaliaram a influência da carga orgânica em ASBBR em função do período do ciclo e da concentração da água residuária. O reator era provido de agitação mecânica e foi mantido à temperatura constante de 30°C. A imobilização da biomassa foi realizada em suporte inerte de espuma de poliuretano e o substrato utilizado foi uma água residuária à base de carboidrato, proteína e lipídios, entre outros. O reator foi submetido a uma COV de 1500 a 6000 mgDQO/L.d, alimentando-se o reator (capacidade 5,4 L) com 2 L de afluente sintético com concentrações de 500 a 2000 mgDQO/L em bateladas de 8 e 12 h. Para a COV de 5400 mgDQO/L.d (equivalente à concentração de 2000 mgDQO/L e batelada de 8 h), o sistema apresentou o problema de acúmulo de AVT, resultando em apenas 53% de eficiência de remoção da matéria orgânica. Nas outras condições, onde não ocorreu este problema, as eficiências de remoção variaram de 73% a 88%.

González-Barceló *et al.* (2002) estudaram a influência da carga orgânica (0,27 a 1,46 kgDQO/kgSST.d), pH (5,5 a 7,5) e temperatura (16 a 31°C) na capacidade de hidrólise e acidificação em um reator anaeróbio operado em batelada sequencial com biomassa suspensa. A maior razão AVT/DQO (0,56) foi obtida para cargas orgânicas variando de 0,60 a 0,75 kgDQO/kgSST.d. Os autores concluíram que a carga orgânica e a temperatura não influenciaram da mesma forma a capacidade de solubilização para valores de pH próximos do valor neutro. Além disso, a produção específica de ácidos voláteis foi proporcional à carga orgânica aplicada e inversamente proporcional ao pH.

Chebel *et al.* (2006) investigaram a influência do aumento da carga orgânica sobre o comportamento de um 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 de 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, esses resultados indicam a importância não somente da carga orgânica como variável de projeto para sistema em batelada sequencial, mas também as significativas influências da concentração do afluente e do tempo de ciclo.

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 $\text{NaHCO}_3/\text{DQO}$. Obtiveram melhores resultado para as COV aplicadas de 2 a 4 gDQO/L.d com a estratégia de alimentação de 120 min, e para as COV de 8 e 12 gDQO/L.d a estratégia de alimentação de 240 minutos apresentou melhores resultados.

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. Obteve-se eficiência de remoção de 88% para COV de 3,09 mgDQO/L.d. Quando aumentou-se 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%.

Pinheiro *et al.* (2007) investigaram a influência da variação da velocidade de recirculação da fase líquida e o aumento da concentração do afluente sobre a estabilidade e a eficiência de um ASBR, contendo biomassa granulada. O reator foi operado a 30°C tratando

um volume de água residuária sintética de 1,3 L, com concentração de afluente de 500 mgDQO/L, sendo o tempo de ciclo de 6 h. Como mencionado anteriormente o estudo da influência da variação da velocidade de recirculação da fase líquida permitiu constatar a velocidade de recirculação de 7 m/h foi a melhor estratégia para operação do sistema. Utilizando-se então este valor de velocidade, alterou-se a concentração de afluente visando verificar a eficiência e estabilidade do sistema submetido ao aumento de carga orgânica. Para a concentração de afluente de 1000 mgDQO/L, obteve-se uma eficiência de remoção, para amostras filtradas, de 79% e um parâmetro cinético de primeira ordem de $1,14 \text{ h}^{-1}$, enquanto que para a concentração de 1500 mgDQO/L, a eficiência foi de 82% e o parâmetro cinético de foi de $1,31 \text{ h}^{-1}$.

3.3.4. Reatores Anaeróbios Submetidos a Diferentes Temperaturas

Como outros processos biológicos, a digestão anaeróbia depende fortemente da temperatura. Segundo Gerardi (2003), a temperatura é um dos fatores mais importantes que afetam a atividade microbiológica nos digestores anaeróbios, sendo a produção de metano fortemente dependente da temperatura.

Os microrganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna e, dessa forma, a temperatura no interior da célula é determinada pela temperatura ambiente. Logo, dos fatores físicos que afetam o crescimento microbiano, a temperatura é um dos mais importantes na seleção das espécies.

Segundo Lettinga *et al.* (2001), os microrganismos são classificados em algumas categorias de temperatura, com base na temperatura ótima e na faixa de temperatura nas quais as espécies são capazes de crescer e metabolizar. Há uma sobreposição nas faixas de temperaturas de crescimento, indicando que os limites entre os grupos clássicos (psicrofílicos, mesofílicos e termofílicos) de microrganismos não estão claramente definidos.

Segundo Evans e Furlong (2003), os microrganismos classificados como psicrofílicos situam-se em temperaturas menores que 20°C , os mesofílicos entre 20 e 45°C e os termofílicos em temperaturas superiores a 45°C .

O efeito da temperatura na atividade biológica está relacionado, em grande parte, ao impacto na atividade enzimática ou nas reações bioquímicas. Desta forma, um aumento na temperatura resulta em uma atividade enzimática maior, enquanto que um decréscimo na temperatura resulta em diminuição da atividade enzimática. Devido a este impacto na

atividade enzimática, o tempo de retenção celular nos digestores deve aumentar com o decréscimo da temperatura. Embora os microrganismos anaeróbios possam ser aclimatados a temperaturas de operação fora da sua faixa ótima, a atividade da biomassa e o desempenho do digestor podem ser afetados adversamente. Devido aos microrganismos formadores de metano crescerem lentamente e serem muito sensíveis a pequenas mudanças de temperatura, a aclimação dos mesmos deve ser realizada muito lentamente (Gerardi, 2003).

A temperatura influencia não somente os microrganismos formadores de metano, mas também os formadores de ácidos. Portanto, flutuações na temperatura podem ser vantajosas para certos grupos e desvantajosas para outros. Desta forma, a alteração na atividade de diferentes grupos de microrganismos formadores de ácidos voláteis resulta em alteração na quantidade relativa de ácidos orgânicos e álcoois, os quais são utilizados direta ou indiretamente como substrato pelos microrganismos formadores de metano, afetando o desempenho global do digestor (Gerardi, 2003).

Os microrganismos formadores de metano são anaeróbios estritos e são extremamente sensíveis a alterações na alcalinidade, pH e temperatura. Portanto, as condições operacionais devem ser periodicamente monitoradas e mantidas dentro de faixas ótimas para uma atividade satisfatória destes microrganismos. Além da alcalinidade, pH e da temperatura, outras condições operacionais devem ser monitoradas e mantidas dentro de faixas ótimas para uma atividade satisfatória dos microrganismos metanogênicos. Estas condições são: a composição do biogás, tempo de retenção hidráulico, potencial de oxidação-redução e concentração de ácidos voláteis, conforme mostrado na Tabela 3.2. O controle dos reatores anaeróbios é frequentemente difícil, devido as várias condições operacionais estarem inter-relacionadas e a alteração de uma condição poder afetar direta ou indiretamente as demais. Outra dificuldade inerente à operação dos reatores anaeróbios é a presença de diferentes grupos de microrganismos que possuem valores, ou faixa de valores, ótimos diferentes para uma determinada condição operacional. Os microrganismos acetogênicos possuem uma temperatura ótima de 30°C, enquanto a temperatura ótima para os metanogênicos é de 35°C (Gerardi, 2003).

Tabela 3.2 – Condições operacionais necessárias para uma atividade satisfatória dos microrganismos metanogênicos (Gerardi, 2003)

Condição	Ótimo	Marginal
Alcalinidade (mgCaCO ₃)	1500 – 3000	1000 – 1500

pH	6,8 – 7,2	6,6 – 6,8 e 7,2 – 7,6
Temperatura (mesofílica)	30 – 35°C	20 – 30°C e 35 – 40°C
Temperatura (termofílica)	50 – 56°C	45 -50°C e 57 – 60°C
Ácidos voláteis (mgHAc)	50 – 500	500 – 2000

Ainda segundo Gerardi (2003), outro fator importante refere-se às flutuações na temperatura. Neste caso, a atividade dos microrganismos formadores de metano é afetada mais intensamente que em relação à temperatura de operação constante. Além disso, para temperaturas inferiores a 32°C, deve-se prestar muita atenção na relação entre os ácidos voláteis à alcalinidade. Dependendo da diminuição na temperatura, pode não haver alteração na velocidade de produção dos ácidos, enquanto a produção de metano pode ocorrer mais lentamente.

Segundo Kim *et al.* (2003), as regiões termofílicas (> 45°C) têm sido adotadas para digestão anaeróbia, as quais têm apresentado algumas vantagens quando comparadas com as regiões mesofílicas (20 – 45°C), tais como: aumento da velocidade de destruição de sólidos orgânicos, separação sólido-líquido melhorada e aumento da destruição de patogênicos.

A influência da temperatura não se limita à velocidade de digestão. É também afetada a fração dos sólidos orgânicos que pode ser metabolizada no processo da digestão anaeróbia. A fração de material orgânico digerida diminui marcadamente com a temperatura. Esta redução provavelmente pode ser atribuída a uma baixa velocidade de hidrólise, fazendo com que grande parte das partículas sólidas e macromoléculas permaneça intacta. Em termos práticos, não significa que o material orgânico não possa ser removido de água residuárias a temperaturas baixas. É possível que o material orgânico particulado seja incorporado ao lodo do tratamento através da adsorção, floculação, decantação ou outro processo não biológico. Quando o material orgânico passa a fazer parte do lodo, ele é removido da fase líquida e pode ser descarregado como lodo de excesso. O lodo pode ser tratado em um digestor separado, eventualmente a uma temperatura mais elevada.

As observações acima mostram que a digestão anaeróbia é possível a temperatura baixa (10°C), mas a eficiência e a velocidade de digestão diminuem muito com diminuição da temperatura. Desse modo, o processo é mais atrativo para a aplicação em regiões tropicais e subtropicais, onde a temperatura de esgoto normalmente não fica abaixo dos 18°C (van Haandel e Lettinga, 1994).

Segundo Banik e Dague (1997), a possibilidade de tratamento anaeróbio de águas

residuárias sem adição de calor seria um grande avanço, que teria impacto principalmente na redução de custos e de energia requeridos para o tratamento dessas águas. Além da temperatura e das condições de operação do sistema, o êxito na eficiência do tratamento anaeróbio depende das características das águas residuárias, da biodegradabilidade dos poluentes e da capacidade de sedimentação do material particulado.

Em águas residuárias concentradas, a temperatura pode ser considerada uma variável de processo, já que se pode regular o seu valor através da combustão do metano produzido, usando-se o calor para aquecer a água até um determinado valor desejado. No caso de tratamento de águas residuárias diluídas como o esgoto sanitário, o calor que pode ser obtido a partir da combustão do metano produzido será insuficiente para afetar a temperatura da água de maneira significativa. Isto fica evidente pelo cálculo aproximado do efeito energético máximo da combustão do metano, que é de 3 kcal/gDQO aproximadamente, de modo que a combustão do metano obtida pela digestão de 0,5 gDQO/L (um número relativamente alto para esgoto sanitário) poderia causar a produção de 1,5 kcal/L ($0,5 \text{ gDQO/L} \times 3 \text{ kcal/gDQO}$). Portanto, a temperatura poderia aumentar até 1,5°C, se todo o calor fosse utilizado efetivamente. Conclui-se, então, que a possibilidade de se manipular a temperatura do esgoto sanitário pelo aproveitamento da energia química do metano é muito limitada e não tem importância na prática. Como também é impraticável usar outra forma de energia, será inevitável se tratar o esgoto à temperatura que ele tem ao sair do emissário final. O valor dessa temperatura dependerá do clima na região onde o esgoto é produzido, mas quase que invariavelmente terá um valor abaixo da temperatura ótima para a digestão anaeróbia (30 a 35°C) (van Haandel e Lettinga, 1994).

A maioria das diferentes configurações de reatores anaeróbios propostas tem se mostrado eficiente quando operadas em temperaturas na faixa mesofílica (de 25°C a 40°C), aplicadas para tratamento de águas residuárias de alta concentração ($> 1000 \text{ mgDQO/L}$). Dague *et al.* (1998) relatam que até 1998 praticamente todas as instalações em escala plena de tratamento anaeróbio eram restritas a águas residuárias com temperaturas acima de 18°C. Muitas águas residuárias têm temperaturas mais baixas que as condições mesofílicas ($< 25^\circ\text{C}$) e, portanto, necessitam de aquecimento.

Rebac *et al.* (1999) relatam que, em condições climáticas moderadas, as temperaturas de muitas águas residuárias são consideravelmente mais baixas do que o ótimo do processo de tratamento biológico dessas águas, afetando a nitrificação, a desnitrificação e a metanogênese mesofílica. Um dos maiores problemas nos reatores anaeróbios operados em baixa temperatura

é a velocidade de produção muito baixa de biogás, o que pode resultar em baixa intensidade de mistura e um deficiente contato entre a biomassa e o substrato.

Segundo Lettinga *et al.* (2001), sob condições psicrófilas, as reações químicas e biológicas ocorrem muito mais lentamente do que sob condições mesófilas. A maioria das reações de biodegradação de matéria orgânica requer maior quantidade de energia para ocorrer a baixas temperaturas do que a temperatura ótima. Entretanto algumas reações, tais como redução hidrogenotrófica de sulfato, produção hidrogenotrófica de metano e formação de acetato a partir de hidrogênio e bicarbonato, mostradas na Tabela 3.3, requerem menor quantidade de energia.

Tabela 3.3 – Algumas conversões anaeróbias com os respectivos valores de Energia Livre de Gibbs (ΔG) a 37 e 10°C (Lettinga *et al.*, 2001)

Reações	ΔG (kJ/mol)	
	(37°C)	(10°C)
$4 \text{ H}_2 + \text{SO}_4^{-2} + \text{H}^+ \longrightarrow \text{HS}^- + 4 \text{ H}_2\text{O}$	- 148,2	- 157,1
$4 \text{ H}_2 + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ \longrightarrow \text{CH}_4 + 3 \text{ H}_2\text{O}$	- 131,3	- 140,9
$4 \text{ H}_2 + 2 \text{ HCO}_3^- + \text{H}^+ \longrightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + 4 \text{ H}_2\text{O}$	- 98,7	- 111,8

Com a queda da temperatura há alterações nas propriedades físicas e químicas da água residuária, as quais podem afetar consideravelmente o projeto e a operação dos sistemas de tratamento. Por exemplo, a solubilidade dos compostos gasosos aumenta quando a temperatura diminui abaixo de 20°C. Isto implica que a concentração dissolvida de metano, sulfeto de hidrogênio e hidrogênio será maior no efluente de reatores operados em temperaturas menores do que naqueles operados em altas temperaturas. O aumento da solubilidade do CO_2 indica que um pH ligeiramente menor deverá prevalecer sob condições psicrófilas. A baixas temperaturas, a viscosidade dos líquidos é também aumentada. Portanto, maior quantidade de energia será necessária para agitação e o leito de lodo dos reatores torna-se menos facilmente misturado, particularmente a baixas velocidades de produção do biogás. Além disso, em reatores psicrófilos, as partículas sedimentam mais lentamente (Lettinga *et al.*, 2001).

A remoção física de partículas orgânicas devido à sedimentação, adsorção e retenção no leito de lodo do reator UASB é a primeira etapa no tratamento anaeróbio e conversão de resíduos domésticos. A hidrólise das partículas retidas é, em geral, considerada a etapa de velocidade limitante no processo de digestão global e requer tempos de retenção relativamente

longos, dependendo da temperatura empregada no processo. A degradação de partículas de resíduos retida no leito dos reatores anaeróbios é fortemente afetada sob condições psicrófilas devido a um decréscimo significativo na velocidade de hidrólise com o decréscimo da temperatura. Embora um tempo de retenção do lodo de 15 dias seja suficiente para o processo de hidrólise e metanogênese na temperatura de 25°C, um tempo de retenção de 75 dias é necessário para o processo na temperatura de 15°C. Quanto maior for o tempo de retenção do lodo, menor o tempo de retenção hidráulico mínimo que pode ser aplicado. A hidrólise de proteínas e lipídeos diminui de maneira acentuada com o decréscimo da temperatura, especialmente, em temperaturas próximas de 15°C. A velocidade de hidrólise anaeróbia de partículas é dependente da área superficial disponível e, portanto, do tamanho da partícula (Lettinga *et al.*, 2001).

Além disso, uma observação de considerável importância prática é que o lodo metanogênico pode preservar sua atividade metanogênica a baixas temperaturas. Resultados mostraram que um período de estocagem de seis meses a 4°C não afetou a capacidade metanogênica do lodo. Aparentemente, a velocidade de “starvation” (inanição) dos microrganismos metanogênicos, crescendo a baixas temperaturas, é extremamente baixa. Na prática, isto significa que um lodo que teve crescimento sob condições psicrófilas será hábil para uma rápida partida em um novo reator psicrófilo. Não está claro, até agora, se o tratamento anaeróbio de águas residuárias em condições psicrófilas requer o desenvolvimento de populações psicrófilas ou sub psicro-tolerantes, nem em qual extensão lodos mesofílicos podem tornar-se psicro-tolerantes (Lettinga *et al.*, 2001).

Devido à temperatura afetar fortemente a velocidade de conversão dos processos anaeróbios, alguns melhoramentos essenciais necessitam ser realizados no projeto de reatores convencionais para permitir sua aplicação em temperaturas abaixo da ótima e para águas residuárias de baixa carga (Lettinga *et al.*, 2001).

Segundo Muck e Grady (1974), quando variações significativas de temperatura são previstas no tratamento de águas residuárias, o projeto deve fornecer flexibilidade suficiente para o ajuste das variáveis de controle do processo para estabilidade do desempenho do sistema. Devido a principal variável de controle para a fase bioquímica dos processos de tratamento de águas residuárias ser o tempo médio de residência celular, este se torna o fator que deve ser ajustado para compensar alterações na temperatura.

Uma variação brusca na temperatura durante o tratamento pode levar a uma queda sensível no desempenho do reator. Em trabalhos desenvolvidos por Ndon e Dague (1997a/b),

quatro ASBR de 6 L tratando soro de leite foram operados com concentração de afluente de 1000, 800, 600 e 400 mgDQO/L. As operações foram realizadas a 35°C, 25°C, 20°C e 15°C; os tempos de ciclo utilizados foram de 48, 24, 16 e 12 h. Para ciclos de 48 horas, foi obtida uma remoção de 99% para amostras filtradas, com esse valor diminuindo para 95% com a diminuição da temperatura para 15 °C, com 1000 mgDQO/L. Para TRH menores que 12 h e 16 h, não foram encontrados resultados, devido a grande perda de sólidos do sistema.

Switzenbaum e Jewell (1980) analisaram as variáveis de processo (temperatura, concentração de substrato, carga orgânica volumétrica, carga orgânica hidráulica) no desempenho de um reator anaeróbio de leito expandido com crescimento aderido (AAFEb) tratando água residuária orgânica diluída. A temperatura do sistema foi variada de 10 a 30°C e a carga orgânica de 0,8 a 4,8 kgDQO/m³.d, para concentração de substrato de 50 a 600 mgDQO/L e tempo de retenção hidráulica de 6 a 0,33 h. O sistema foi efetivo no tratamento de substrato com baixa concentração ($DQO \leq 600$ mg/L) operando em baixas temperaturas (10 a 20°C) com alta carga orgânica (até 8 kgDQO/m³.d) e com tempo de residência hidráulico curto (algumas horas). A temperatura foi uma variável importante que afetou a eficiência do processo, embora o processo tenha conseguido compensar bem as alterações de temperatura, devido a grande quantidade de biomassa (30 g/L) no reator. Esta grande quantidade estava relacionada aos altos tempos de retenção da biomassa, os quais foram obtidos com o biofilme de espessura reduzida devido à alta razão área superficial por volume das partículas de suporte. Além disso, o ajuste de uma equação de Arrhenius aos valores experimentais obtidos permitiu estimar um valor de energia de ativação de 5930 cal/mol para o sistema em questão.

Dinopoulou *et al.* (1988) estudaram a influência de alguns parâmetros operacionais, (tempo de detenção hidráulica, velocidade de carregamento orgânico, concentração do afluente, pH e temperatura) dentre eles, a temperatura no desempenho da primeira fase da digestão anaeróbia. Os autores utilizaram um substrato complexo baseado em extrato de carne. Os produtos da fermentação predominantes foram sempre os ácidos acético e propiônico, independente dos valores dos parâmetros operacionais. Para concentrações iniciais de DQO e tempo de detenção hidráulica acima dos valores críticos, identificados como 3 g/L e 6 h, respectivamente, o grau de acidificação obtido foi entre 30 e 60%. O grau de acidificação aumentou com o aumento do tempo de retenção hidráulico e diminuiu com a concentração do afluente e com a carga orgânica volumétrica, enquanto o oposto foi verdadeiro para a velocidade de formação dos produtos. A concentração do ácido acético produzida foi

dependente dos parâmetros operacionais. Contudo, a concentração do ácido propiônico produzido foi dependente somente da disponibilidade do substrato, com uma proporção de 8% da DQO inicial convertida no mesmo. Os valores ótimos de temperatura e pH foram de 40°C e 7, respectivamente. A percentagem de ácido acético na proporção de ácidos voláteis totais produzidos aumentou com o aumento da temperatura e do pH, enquanto que a percentagem de ácido propiônico pareceu decrescer nas mesmas condições. Segundo os autores, o efeito da temperatura na velocidade de acidificação seguiu uma equação do tipo Arrhenius, com uma energia de ativação de 4736 cal/mol.

Grant e Lin (1995) estudaram o efeito da temperatura e da carga orgânica no desempenho de um UASB, de 3,2 L, tratando água residuária sintética a base de caldo de carne, suplementada com macro e micro nutrientes. A temperatura variou de 10 a 42°C e a carga orgânica de 2,0 a 30 kgDQO/m³.d. Os resultados mostraram um aumento da concentração da matéria orgânica solúvel e de sólidos em suspensão no efluente do reator com o aumento da carga orgânica e/ou um decréscimo da temperatura. Foi elaborado um diagrama que permite selecionar a carga orgânica que poderá ser utilizada, para alcançar uma dada eficiência de remoção, para a faixa de temperatura entre 10 e 30°C, para o tratamento de águas residuárias de mesmo tipo em um reator UASB operando em condições similares. Desta forma, para se obter uma eficiência de remoção de 85% em termos de matéria orgânica solúvel, a 15°C, não deve ser utilizada uma carga orgânica superior a 10 kgDQO/m³.d. Além disso o ajuste de uma equação de Arrhenius permitiu estimar a energia de ativação do sistema em 15558,9 cal/mol.

Banik e Dague (1997) e Dague *et al.* (1998) estudaram o tratamento de águas residuárias industriais diluídas, compostas de leite em pó, bicarbonato de sódio e traços de minerais, utilizando três reatores do tipo ASBR, de 6 L cada, que operaram sob as seguintes condições: (a) temperaturas de 25; 20; 17,5; 15; 12,5; 10; 7,5 e 5°C, e (b) tempos de retenção de 24; 16; 12; 8 e 6 horas. Observaram que o ASBR possui características intrínsecas que resultam em elevados níveis de remoção orgânica, mesmo quando se trata de águas residuárias com baixa concentração de matéria orgânica (600 mgDQO/L) nas temperaturas acima citadas. De 20 a 25°C a eficiência de remoção obtida foi de 90%, sendo reduzida mais acentuadamente na faixa de 12,5 a 5°C. Porém, vale destacar que, embora a velocidade de remoção tenha sido bem inferior a 5°C durante um ciclo de 6 h, a redução da matéria orgânica solúvel foi de 62%. Isso indica, então, que a temperatura afetou minimamente a eficiência de remoção em longos tempos de retenção. Além disso, foi observado que as concentrações de sólidos suspensos no

efluente aumentaram com acréscimos na carga orgânica e/ou reduções de temperatura, havendo, porém, a compensação referente a perdas desses sólidos pelo crescimento da biomassa e aumento da retenção. Concluíram, então, que com a aplicação do ASBR para o tratamento de águas residuárias diluídas a baixa temperatura há a possibilidade de diminuição do custo do tratamento de resíduos industriais e municipais, os quais são normalmente tratados aerobicamente, desprendendo altos gastos de energia e produzindo grande quantidade de lodo. Além disso, obtiveram um valor de energia de ativação de 12690,9 cal/mol para o sistema estudado.

Bodík *et al.* (2000) compararam o desempenho de três sistemas: UASB, ASBR e UAF (filtro anaeróbio ascendente) submetidos à variação de temperatura (de 9 a 23°C) e do tempo de residência hidráulico (10 a 46 h) no tratamento de uma mistura de água residuária municipal e substrato sintético (glicose e acetato de sódio). Os reatores ASBR e UAF apresentaram resultados mais positivos do que o reator UASB no tratamento em escala de laboratório. O ASBR, com 2,0 L, inoculado com 1,2 L de lodo (21,5 g/L de MLSS e 11,1 g/L de SSV), apresentou problemas, no início de operação, com a sedimentação do lodo, porém houve melhora significativa após 10 – 20 dias de operação. Além disso, a temperatura teve um efeito dominante na eficiência de remoção de poluentes orgânicos no ASBR, sendo independente do valor de TRH para a temperatura de 23°C. Para as temperaturas menores, houve decréscimo na eficiência de remoção com o decréscimo nos valores de TRH. O estudo mostrou que a eficiência de remoção de matéria orgânica depende do tipo de reator anaeróbio, da temperatura e do TRH. Obteve-se eficiência de remoção de 37 a 48% no UASB, 56 a 88% no ASBR e 46 a 90% no UAF. Segundo os autores, os reatores ASBR e UAF têm potencial tecnológico, de baixo custo, para tratamento de água residuária produzida por pequenas comunidades.

Lew *et al.* (2003) estudaram o desempenho de um reator UASB, de 5,8 L, no tratamento de água residuária doméstica, após sedimentação primária em estação de tratamento, em diferentes temperaturas de operação (28, 20, 14 e 10°C). Para velocidade ascensional de 0,35 m/h, obtiveram eficiência de remoção de matéria orgânica de 82% a 28°C, 68% a 14°C e 44% a 10°C. A 20°C, a eficiência de remoção aumentou com o aumento do TRH, alcançando valores similares aos obtidos a 28°C para valores longos de TRH. Para velocidades ascensionais maiores que 0,35 m/h, houve redução na eficiência de remoção de DQO total devido à perda de SST. A 28°C, uma massa constante de lodo, de 200 g, foi obtida. Nas temperaturas menores houve acúmulo de sólidos no reator, sendo este acúmulo maior com

a diminuição da temperatura. Durante o inverno, a temperatura das águas residuárias municipais situavam-se próximas de 14°C e, sendo a atividade das bactérias hidrolíticas menor, nesta condição, houve o acúmulo de sólidos no reator. O lodo acumulado no inverno foi digerido no verão seguinte, como evidenciado pela grande produção de gás no início da nova estação quente.

Massé e Masse (2003) estudaram o impacto de flutuações na temperatura, entre 10 e 20°C, na estabilidade e desempenho de um ASBR, de 42 L, tratando resíduo de suinocultura com cargas orgânicas de 0,6 a 1,6 gDQO/L.d. A produção de metano decresceu de $0,266 \pm 0,014$ L/g do DQO total alimentado a 20°C para $0,218 \pm 0,022$ e $0,080 \pm 0,002$ L/gDQO a 15 e 10°C, respectivamente. A redução de DQO solúvel diminuiu de $94,2 \pm 1,1\%$ a 20°C para $78,8 \pm 3,0\%$ a 15°C e $60,4 \pm 6,4\%$ a 10°C. Os resultados sugerem que flutuações na temperatura de operação do ASBR têm efeitos temporários no desempenho e estabilidade do processo. O desempenho do ASBR decresceu significativamente quando a temperatura de operação decresceu de 20 para 10°C, mas o ASBR permaneceu estável e houve restabelecimento do desempenho quando a temperatura voltou para 20°C. Desta forma, dejetos de suínos podem ser parcialmente tratados em um ASBR operado a 10°C, sendo necessário um biorreator com volume maior, devido à velocidade de degradação baixa nesta temperatura.

Chou *et al.* (2004) estudaram a degradação de água residuária contendo fenol em reator UASB, de 4,14 dm³, nas temperaturas de 25, 30, 35 e 40°C. A eficiência de remoção foi de 93,9% a 25°C, para carga orgânica de 10,5 gDQO/dm³.d, enquanto que para as temperaturas de 30, 35 e 40°C, variou de 97,9 a 98,2%. Para estudar a dependência da velocidade de reação em função da temperatura, os autores, utilizaram uma equação do tipo Arrhenius para estimar a energia de ativação (Ea). Os valores de Ea estimados para velocidades superficiais de 0,5; 1,0; 2,0 e 4,0 na faixa de temperatura de 25 a 40°C variaram muito, de 778 a 1810 cal/mol. A razão para a grande variação nos valores de Ea (além do efeito da temperatura de operação) é que outros fatores (velocidade superficial, concentração do substrato, tamanho do grânulo e idade do lodo) também afetaram o desempenho do UASB. Os valores de Ea estimados para a degradação anaeróbia de fenol, para acidogênese de fenol e para metanogênese de acetato, em reatores operados em batelada na faixa de temperatura de 25 a 40°C foram 3063, 5640 e 6505 cal/mol, respectivamente. O valor de Ea para metanogênese de acetato foi maior que para a acidogênese de fenol, indicando que a temperatura causou um efeito mais pronunciado na metanogênese que na acidogênese. Comparando os valores de Ea para o UASB e para operação em batelada, observa-se que os valores foram menores para o UASB (3063 cal/mol),

mostrando que a temperatura de operação teve influência menor na operação do UASB do que em reatores em batelada.

Li e Mulligan (2005) utilizaram um ASBR de 2,0 L, com biomassa granulada, no tratamento de resíduo de cervejaria a 23 e a 35°C. A remoção de DQO solúvel foi maior que 90% para carga orgânica baixa ($\text{COV} < 4 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$), entre 90 e 80% para carga orgânica moderada ($4 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d} < \text{COV} < 8 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$) e menor que 80% para carga orgânica alta ($\text{COV} > 8 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$) para temperatura de 23°C. Para temperatura de 35°C, a eficiência de remoção de matéria orgânica foi de 88,9% para a menor carga orgânica ($\text{COV} = 2 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$), sendo superior a 90% para carga orgânica baixa a moderada ($3 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d} < \text{COV} \leq 6 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$), estando na faixa de 80 a 90% para cargas moderadas a altas ($6 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d} < \text{COV} \leq 10 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$) e inferior a 80% para cargas orgânicas maiores ($10 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d} < \text{COV} \leq 20 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$). Baseado nestes resultados, observou-se melhor desempenho do ASBR a 35°C para todas as cargas orgânicas aplicadas.

Ndegwa *et al.* (2005) utilizaram um ASBR, de 12 L, com recirculação do lodo (500 mL/min) no tratamento de dejetos de suínos com baixa carga (0,3% a 0,4% de ST) nas temperaturas de 20 e 35°C. Com relação ao biogás, obtiveram 0,14 mL/mgDQO e 0,16 mL/mgDQO para TRH de 5,25 e 6,0 d, a 20 e 35°C, respectivamente. A maior temperatura de operação melhorou a produção específica de biogás, mas a qualidade do biogás produzido, em ambas as temperaturas estudadas, embora alta (65% a 74% de CH_4 e 17% a 20% de CO_2), não foi significativamente diferente. Reduções máximas, em termos de DQO, de aproximadamente 90% e 84% foram obtidas para TRH de 7,2 e 9,1 d e para temperaturas de 20 e 35°C, respectivamente. Uma redução maior em termos de DQO para a temperatura menor foi atribuída a uma perda menor de biomassa, provavelmente relacionada à sedimentação mais eficiente dos sólidos. A concentração de ácidos voláteis em ambas as temperaturas de operação foi reduzida de um valor médio no afluente de $639 \pm 75 \text{ mg/L}$ para um valor médio no efluente de 74 ± 12 e $85 \pm 17 \text{ mg/L}$, a 20 e 35°C, respectivamente, com potencial de geração de odores significativamente atenuado do efluente. Além disso, foi observado que os níveis de nutrientes (N e P) no efluente permaneceram aproximadamente os mesmos do afluente.

Agibert *et al.* (2007) investigaram a influência da variação da temperatura sobre a estabilidade e a eficiência de um ASBBR com recirculação da fase líquida contendo biomassa imobilizada. Os ensaios foram realizados utilizando-se velocidade de recirculação no reator de 0,20 cm/s, tempo total de ciclo de 8 h, volume médio de água residuária sintética tratada de 2 L por ciclo, com concentração de 500 mgDQO/L. As temperaturas de operação foram de 15,

20, 25, 30 e 35°C. Para as condições de operação a 25, 30 e 35°C, obtiveram-se eficiências de remoção de matéria orgânica, para amostras filtradas, de 81% a 83%. Para operação na faixa de temperatura reduzida de 15 e 20°C, houve diminuição na eficiência de remoção. Embora tenha ocorrido acúmulo de ácidos voláteis no sistema, não foi excedida a capacidade de tamponamento do mesmo e o reator apresentou nova condição de estabilidade com eficiência de remoção de 61 a 64%. Foi possível ajustar um modelo de primeira ordem aos valores experimentais dos perfis de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo. O parâmetro cinético de primeira ordem deste modelo variou de 0,48 a 0,81 h⁻¹, considerando o menor e o maior valor de temperatura estudado. Além disso, no intervalo de temperatura estudado, foi possível ajustar uma Equação do tipo Arrhenius (3.2), a qual pode ser utilizada em uma eventual estimativa da influência da temperatura com aumento de escala.

$$k = 235626. e^{\frac{-5715}{R.T}} \quad (3.2)$$

Segundo Collins *et al.* (2006), os sistemas anaeróbios têm sido aplicados com sucesso em baixas temperaturas para o tratamento de águas residuárias acidificadas em escala laboratorial sendo, ainda, necessários estudos adicionais visando à implementação desta tecnologia em escala piloto ou plena. Contudo, ainda existe a necessidade de investigação sobre a reprodutibilidade dos experimentos sobre a digestão anaeróbia em temperaturas psicrófilas. Além disso, embora a maior parte do conhecimento sobre estes sistemas tenha sido obtida com respeito à estrutura e funções das comunidades microbianas envolvidas na digestão anaeróbia por meio da aplicação de técnicas biomoleculares, as instalações em escala plena são ainda operadas como entidades “caixa-preta” (isto é, sem considerações sobre os microrganismos que sustentam estes processos), o que pode levar ao desempenho abaixo do ótimo ou mesmo à falência do mesmo. Ademais, a associação da tecnologia do processo anaeróbio com a caracterização fisiológica e molecular do lodo permite que se tenha uma via de acesso importante no estudo e otimização de processos de digestão anaeróbia para o tratamento de águas residuárias.

3.3. Considerações Finais

A revisão acima desenvolvida teve o objetivo de elucidar alguns pontos em relação ao tratamento de efluentes em reatores anaeróbios. Baseia-se, principalmente, nas operações dos reatores anaeróbios operados em batelada sequencial (ASBR) em trabalhos realizados nos últimos dez anos. Alguns aspectos merecem muita atenção, como é o caso do efeito da temperatura e da carga orgânica no desempenho do ASBR com recirculação da fase líquida e biomassa granulada.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Materiais

4.1.1. Configuração do Biorreator

O reator foi construído em acrílico, possuindo capacidade total de 1,3 L. A zona de entrada (ou compartimento de equalização da alimentação) possuía 44,0 mm de altura, provida de uma placa de aço inoxidável perfurada para a distribuição uniforme do afluente. A entrada do afluente era feita pela parte inferior do reator e seu fluxo era ascendente. O corpo do reator era cilíndrico, com 473,0 mm de altura, diâmetro interno de 52,5 mm e 3,0 mm de espessura de parede.

O separador gás-líquido-sólido, que estava situado a 473,0 mm da zona de entrada do reator, foi construído com o mesmo material do reator, ou seja, acrílico, porém com formato cônico. Este procedimento teve o objetivo de facilitar a separação do biogás e a decantação da biomassa, uma vez que nesta região tem-se a diminuição da velocidade superficial do fluido ascendente. O sistema foi mantido a 15, 20, 25 ou 30°C em câmara incubadora BOD MA 415, da Marconi. O controle da temperatura foi realizado através de um termostato acoplado à incubadora.

A Figura 4.1 mostra o reator em detalhe, a Figura 4.2 mostra o sistema completo e a Figura 4.3 uma fotografia do sistema. O reator tem as seguintes dimensões:

(a) Compartimento de reação:

Diâmetro $\approx 53,0$ mm

Área ≈ 2200 mm²

Altura $\approx 500,0$ mm

Volume ≈ 1100 mL ($\approx 79\%$ do volume total)

(b) Compartimento de decantação:

Área inferior ≈ 707 mm²

Área superior ≈ 5024 mm²

Altura = 120,0 mm

Volume ≈ 300 mL ($\approx 21\%$ do volume total)

Área de abertura para o decantador ≈ 707 mm²

Diâmetro inferior do sistema de coleta de gás = 40,0 mm

Diâmetro superior do sistema de coleta de gás = 20,0 mm

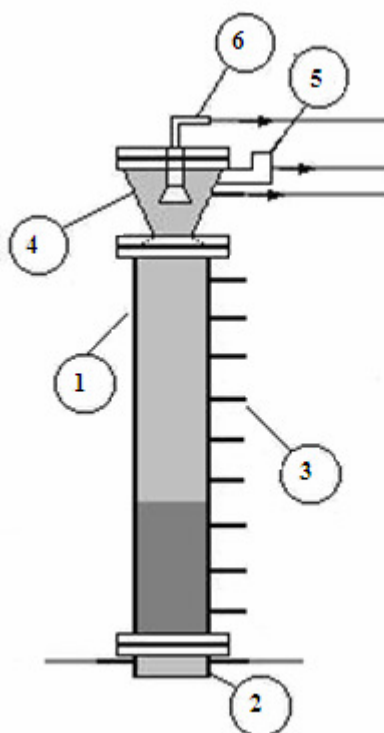


Figura 4.1 – Esquema do corpo do reator anaeróbio

[1 – compartimento de reação do reator; 2 – zona de entrada (ou compartimento de equalização da alimentação) do reator; 3 – amostradores; 4 – compartimento de decantação do

reator com o sistema de separação gás-sólido-líquido; 5 – saída do efluente para recirculação;
6 – saída de gás para coleta ou escape].

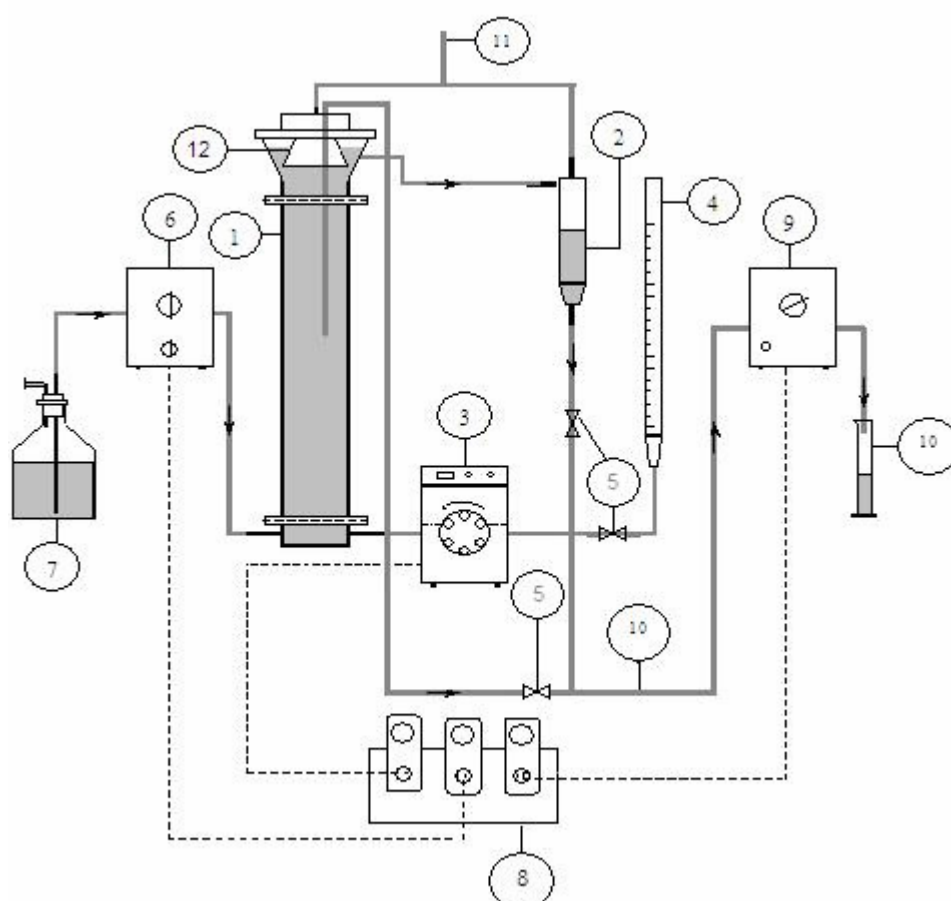


Figura 4.2 – Esquema do sistema completo, contendo biomassa granulada, operado em batelada sequencial com recirculação da fase líquida

[1 - reator com recirculação; 2 – reservatório de recirculação; 3 - bomba de recirculação; 4 - medidor de vazão; 5 - válvula de descarga; 6 - bomba de alimentação; 7 - reservatório de água residuária sintética; 8 - unidade de controle; 9 - bomba de descarga; 10 - saída de efluente; 11 - passagem de gás; 12 – compartimento com o sistema de separação gás-sólido-líquido; — ligações hidráulicas; - - - ligações elétricas].

Um sistema de recirculação foi acoplado ao reator, sendo composto de um reservatório, construído em acrílico (com 360,0 mm de altura, 53,0 mm de diâmetro externo e 3,0 mm de

espessura de parede) e de uma bomba peristáltica, além de um tubo graduado de 50,0 mm interligado ao sistema para a medida de vazão. A capacidade total do sistema (reator e reservatório) era de 1,8 L.



câmara incubadora

(a)

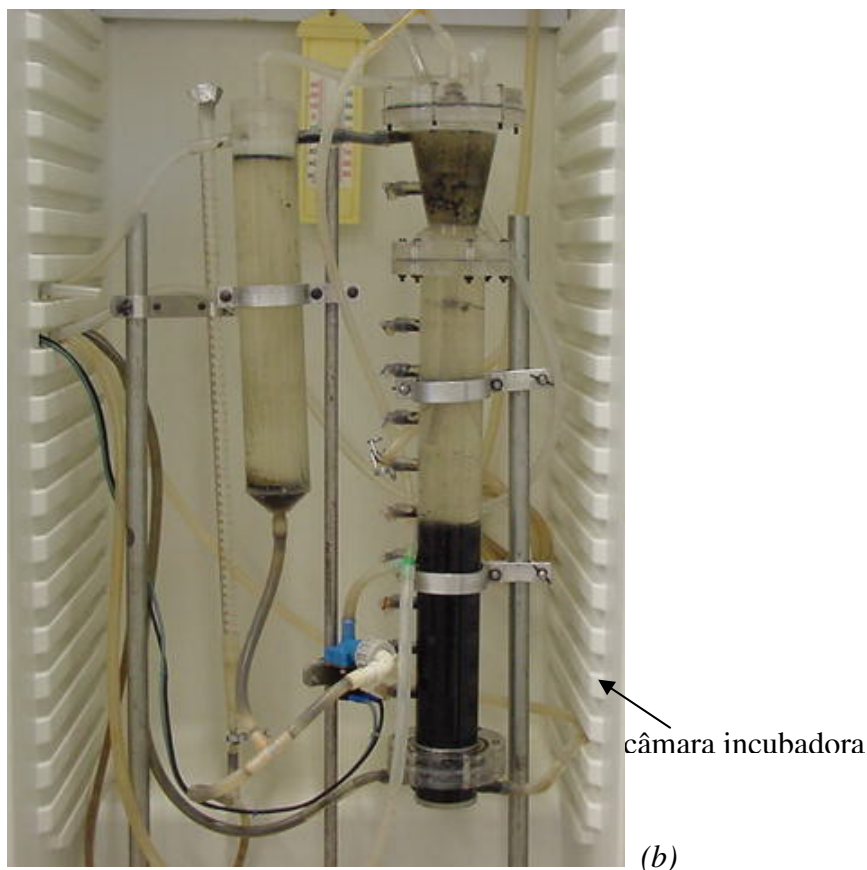


Figura 4.3 – Fotografia do sistema completo no interior de câmara incubadora, contendo biomassa granulada, operado em batelada sequencial (a) com velocidade de recirculação de 7,0 m/h e (b) etapa de sedimentação

4.1.2. Água Residuária Sintética

O biorreator foi alimentado com uma água residuária sintética, 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. Tal procedimento visava manter a esterilidade do afluente no período de sua utilização, isto é, por aproximadamente 8 ciclos de operação (48 h). Os valores apresentados na Tabela 4.1 têm como base uma demanda química de oxigênio da ordem de 500 mg/L. Ressalta-se que o sistema foi operado com concentração do afluente de 500 e 1000 mgDQO/L, sendo mantidas as proporções dos compostos apresentados na Tabela 4.1 para cada situação. É importante mencionar também que, para a concentração de 1000 mgDQO/L, foi mantida a proporção do óleo de soja e do NaHCO_3 da condição de

500 mgDQO/L. Tal fato se justifica pela concentração de NaHCO_3 ser suficiente para tamponar o sistema, sendo que o excesso poderia levar o lodo a flotar devido à liberação de CO_2 . Em relação ao óleo de soja, o excesso também poderia causar problemas como o de sua aderência à biomassa, impermeabilizando-a ou levando-a a flotar.

Tabela 4.1 – Composição da água residuária sintética (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
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	7,0
$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	4,5
<i>Tampão</i>	
NaHCO_3	200

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

4.1.3. 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 (Dacar Industrial S.A.), sediada em Tietê, SP. Tal procedimento foi adotado no intuito de acelerar a partida do processo, pois na ausência de lodo adaptado esta etapa seria muito longa. As características do lodo estão apresentadas na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Características do inóculo utilizado

<i>Parâmetro</i>	<i>Valor (g/L)</i>
Sólidos totais (ST)	62
Sólidos fixos totais (SFT)	11
Sólidos voláteis totais (SVT)	51

4.2. Métodos

4.2.1. Análises Físico-Químicas

As variáveis de processo monitoradas foram: velocidade superficial de recirculação (v_s), volume tratado por ciclo (V_T) e temperatura (T). Além disso, foram analisados, quantitativa e qualitativamente, o desempenho e eficiência do reator pelo monitoramento, no afluente e no efluente, das variáveis: concentrações de matéria orgânica (DQO – demanda química de oxigênio – para amostras não filtradas e filtradas), concentração de ácidos voláteis totais (AVT), alcalinidade (total – AT, parcial – AP, intermediária – AI e a bicarbonato – AB), concentrações de sólidos (totais – ST e em suspensão, não voláteis e voláteis – SST, SSV e SVT). Todos estes parâmetros foram determinados segundo o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1995). A metodologia para determinação dos ácidos voláteis totais sofreu modificação de acordo com Dilallo e Albertson (1961), enquanto que a metodologia para determinação da alcalinidade total foi modificada segundo 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.

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

As eficiências de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas (ϵ_s) e não filtradas (ϵ_T), no final de cada ciclo, foram calculadas pelas Equações (4.1) e (4.2):

$$\epsilon_s (\%) = \frac{C_{AF} - C_{SS}}{C_{AF}} 100 \quad (4.1)$$

$$\epsilon_T (\%) = \frac{C_{AF} - C_{ST}}{C_{AF}} 100 \quad (4.2)$$

Onde C_{AF} é a concentração de matéria orgânica nas amostras do afluente, C_{ST} e C_{SS} são as concentrações de matéria orgânica no efluente para amostras não filtradas e filtradas, respectivamente.

A eficiência da remoção da matéria orgânica (ϵ_i) ao longo de um ciclo foi calculada pela Equação (4.3):

$$\epsilon_i (\%) = \frac{C_{So} - C_s}{C_{So}} 100 \quad (4.3)$$

Onde C_s é a concentração da matéria orgânica para amostras filtradas no reator e C_{So} é o valor inicial de C_s .

4.3.2. Velocidade Superficial do Líquido

A velocidade superficial do líquido foi calculada conforme mostrado na Equação (4.4):

$$v_s = \frac{Q}{A} \quad (4.4)$$

Onde Q é a vazão volumétrica do líquido, A é a seção transversal do reator.

4.3.3. Normalização da Concentração da Matéria Orgânica (C_s')

Os valores obtidos nos perfis de concentração de matéria orgânica sofreram um ajuste matemático para minimizar as diferenças entre os ensaios realizados. A Equação (4.5) mostra a normalização realizada nos resultados de C_s , representada por C_s' :

$$C_s' = C_{SiMédia} (1 - X_s) \quad (4.5)$$

Onde $C_{SiMédia}$ é a média dos valores iniciais ($t = 0$) de todos os ensaios realizados e X_s é representado pela equação (4.6):

$$X_s = \frac{C_{So} - C_s}{C_{So}} \quad (4.6)$$

4.3.4. Ajuste ao Modelo Cinético de Primeira Ordem

Na determinação dos coeficientes cinéticos de degradação da matéria orgânica, um balanço material aplicado a um reator isotérmico, perfeitamente agitado, com volume constante, operado em batelada resultou na Equação (4.7), onde r_c é a velocidade de consumo da matéria orgânica (mgDQO/L.h), C_s é a concentração de substrato filtrado no efluente (mgDQO/L) e t é o tempo de batelada (h).

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

A Equação (4.8) resultou das seguintes considerações: (i) modelo cinético de primeira ordem, o qual freqüentemente descreve as reações que ocorrem no tratamento biológico de águas residuárias; (ii) concentração de microrganismos praticamente constante durante a batelada, devido à velocidade lenta do metabolismo anaeróbio; (iii) introdução de um

coeficiente cinético aparente (k), que incorpora os termos cinéticos intrínsecos, além das resistências à transferência de massa interna e externa.

$$r_C = kC_S \quad (4.8)$$

Substituindo-se Equação (4.8) na Equação (4.7), obtém-se a Equação (4.9) levando-se em consideração, também, a existência de um valor experimental de concentração residual de matéria orgânica para as amostras filtradas (C_{SR}), no qual o valor da velocidade de reação é nulo.

$$\frac{dC_S}{dt} = -k (C_S - C_{SR}) \quad (4.9)$$

Integrando a Equação (4.9) sob o intervalo $[C_{S0}; C_S]$, chega-se à Equação (4.10) que descreve o consumo de matéria orgânica durante a batelada, onde C_{S0} é o valor inicial de C_S no reator.

$$C_S = C_{SR} + (C_{S0} - C_{SR}) \cdot e^{-k \cdot t} \quad (4.10)$$

Os valores da constante cinética aparente (k) foram obtidos através de um ajuste não linear do modelo de primeira ordem aos valores experimentais da concentração de matéria orgânica para amostras filtradas obtidos nos perfis, utilizando o aplicativo Microcal Origin versão 6.1, e o método de Levenberg-Maquardt.

4.3.5. Determinação da Energia de Ativação

Visando descrever adequadamente o efeito da temperatura (T) na velocidade de reação para processos bioquímicos, Arrhenius (em 1889) postulou a relação mostrada na Equação (4.11) (Chou *et al.*, 2004). Nesta equação, E_a é a energia de ativação, k_0 é o fator de frequência ou pré-exponencial, R é a constante dos gases e T é a temperatura absoluta.

$$k = k_0 \cdot \exp \left(\frac{-E_a}{R \cdot T} \right) \quad (4.11)$$

A Equação de Arrhenius tem sido verificada empiricamente, fornecendo o comportamento em função da temperatura, para a maioria das constantes de velocidade de reação, dentro da precisão experimental, para grandes intervalos de temperatura (Fogler, 1999).

A constante de velocidade da reação ou, nesse caso, o parâmetro cinético aparente k é o termo do modelo cinético que depende da temperatura. No intuito de possibilitar a comparação desse parâmetro com valores obtidos em outros trabalhos, procedeu-se o cálculo do parâmetro cinético aparente específico k' , conforme mostrado na Equação (4.12), onde C_X é a concentração de biomassa no reator C_X .

$$k' = \frac{k}{C_X} \quad (4.12)$$

Substituiu-se a Equação (4.12) na Equação (4.11) e aplicou-se o logaritmo natural, obtendo-se a Equação (4.13). Procedendo-se o ajuste deste modelo linearizado aos valores experimentais utilizando o software Excel®, obtiveram-se os valores de E_a e k_0 .

$$\ln k' = \ln k_0 + \left(\frac{-E_a}{R} \right) \cdot \left(\frac{1}{T} \right) \quad (4.13)$$

A energia de ativação é determinada experimentalmente, realizando a reação em várias temperaturas diferentes. Reações com valores altos de E_a (grande inclinação) são muito dependentes da temperatura; reações com baixos valores de E_a (pequena inclinação) são relativamente independentes da temperatura (Fogler, 1999).

4.4. Procedimento Experimental

No início de cada ensaio foram adicionados 0,4 L de inóculo e 1,4 L de água residuária sintética. A partir do início da operação, ocorreu o tratamento de 1,3 L de água residuária sintética por ciclo, ou seja, a cada ciclo esse volume de esgoto tratado era descarregado e o

mesmo volume de esgoto a ser tratado era alimentado. Ressalta-se que a capacidade total do sistema (reator e recipiente de recirculação) era de 1,8 L. Desta forma em cada batelada permanecia um volume (composto de biomassa e efluente tratado) de 0,5 L da batelada anterior.

O sistema foi operado em batelada seqüencial, sendo a duração de cada batelada de 6 horas, correspondendo a quatro ciclos por dia. No início de cada ciclo, o reator foi alimentado, utilizando-se uma bomba da marca ProMinent, modelo Concept, com água residuária sintética durante 10 minutos. A fase de reação foi de 330 minutos na qual houve a recirculação do afluente, utilizando uma bomba da marca ProMinent, modelo Beta 5. A fase de sedimentação teve duração de 10 minutos. Ao término do ciclo, o efluente foi descarregado durante 10 minutos, utilizando-se uma bomba da marca ProMinent, modelo Concept. As etapas de alimentação, recirculação, sedimentação e descarga foram controladas utilizando-se temporizadores da marca Grasslin, modelo Lógica 500.

O monitoramento do reator foi realizado nas amostras do afluente e do efluente, medindo-se as concentrações de substrato (demanda química de oxigênio – DQO), de alcalinidade parcial (AP), de alcalinidade intermediária (AI), de alcalinidade total (AT), de alcalinidade a bicarbonato (AB), de ácidos voláteis totais (AVT), de sólidos totais (ST), de sólidos voláteis totais (SVT), de sólidos suspensos totais (SST) e de sólidos suspensos voláteis (SSV), além da medida de pH e do volume efluente descarregado (V).

Esses parâmetros foram monitorados com uma frequência de, pelo menos, duas a três vezes por semana.

O ASBR foi operado a 15, 20, 25 e 30°C, com concentração de afluente de 500 e 1000 mgDQO/L. A justificativa para escolha do intervalo de temperatura e de concentração do afluente se baseia em, inicialmente, operar o ASBR em condições próximas às encontradas em estações de tratamento de esgotos reais, isto é, concentração de 500 a 700 mgDQO/L e temperatura de 30°C, nas estações do ano mais quentes. As demais temperaturas foram testadas no intuito de verificar a eficiência e estabilidade do ASBR nas estações com clima moderado e frio. Além disso, as mesmas possibilidades de temperatura foram estudadas para uma concentração de matéria orgânica de 1000 mgDQO/L, visando verificar a flexibilidade e o limite operacional desta configuração do ASBR com recirculação da fase líquida.

4.4.1. Operação do ASBR em Diferentes Condições

O ASBR foi operado em sete diferentes condições, (i) a (vii), nas quais foram variadas a temperatura e a concentração do afluente. O período de dias de operação, e consequentemente o número de ciclos, variaram em função do tempo necessário para que o sistema atingisse a estabilidade operacional em uma determinada condição. Ressalta-se que uma vez finalizada uma determinada condição, descartava-se a biomassa e a seguir utilizava-se, sempre, inóculo do mesmo lote, com características apresentadas no item 4.1.3, que se encontrava estocado a 4°C.

(i) Operação do ASBR a 30°C e 500 mgDQO/L

Nesta condição, o sistema operou por 7 dias (28 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.1 e nos Anexos I e II.

Ressalta-se que esta condição foi considerada como padrão de comparação para as demais condições implementadas no ASBR. O motivo está relacionado à experiência prévia obtida devido à operação de trabalhos semelhantes e anteriores, nestas mesmas condições, no Laboratório de Engenharia Bioquímica da EEM.

(ii) Operação do ASBR a 25°C e 500 mgDQO/L

Nesta condição, o sistema operou por 28 dias (112 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.2 e nos Anexos I a III.

(iii) Operação do ASBR a 25°C e 1000 mgDQO/L

Nesta condição, o sistema operou por 41 dias (164 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.3 e nos Anexos I a III.

(iv) Operação do ASBR a 20°C e 500 mgDQO/L

Nesta condição, o sistema operou por 46 dias (184 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.4 e nos Anexos I a III.

(v) Operação do ASBR a 20°C e 1000 mgDQO/L

Nesta condição, o sistema operou por 28 dias (112 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.5 e nos Anexos I a III.

(vi) Operação do ASBR a 15°C e 500 mgDQO/L

Nesta condição, o sistema operou por 29 dias (116 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.6 e nos Anexos I a III.

(vii) Operação do ASBR a 15°C e 1000 mgDQO/L

Nesta condição, o sistema operou por 30 dias (120 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.7 e nos Anexos I a III.

4.4.2. Perfil ao Longo do Ciclo de Operação do Reator

Em cada ensaio, depois de atingida a estabilidade operacional, ou seja, a obtenção de valores aproximadamente constantes para as variáveis operacionais monitoradas, foram obtidos os perfis, através da retirada de amostras ao longo de um ciclo de operação. As variáveis de interesse foram: concentrações de substrato na forma filtrada, de alcalinidade a bicarbonato e de ácidos voláteis totais e intermediários, além do pH e produção de biogás. Estes perfis possibilitaram uma melhor compreensão das rotas de degradação do substrato ao longo de um ciclo, além de permitirem a obtenção de parâmetros cinéticos de degradação da matéria orgânica.

As amostras para obtenção dos perfis foram retiradas nos seguintes intervalos:

(i) perfil de alcalinidade (AP, AI, AT e AB), ácidos voláteis totais (AVT) e pH: de 20 em 20 minutos na primeira hora de operação, de 30 em 30 minutos nas duas próximas horas e de 60 em 60 minutos nas demais horas. O volume de cada amostra colhida foi de aproximadamente 20 mL. Os resultados são apresentados nos itens 5.2.1 a 5.4.1 e no Anexo III.

(ii) *perfil de DQO e de ácidos voláteis intermediários (AV)*: 20 em 20 minutos na primeira hora de operação, e de 30 em 30 minutos nas demais horas. O volume de cada amostra colhida foi de aproximadamente 10 mL. Os resultados são apresentados nos itens 5.2.1 a 5.4.1 e no Anexo III.

(iii) *perfil de biogás*: 20 em 20 minutos na primeira hora de operação e de 30 em 30 minutos nas demais horas. Os resultados são apresentados nos itens 5.2.1 a 5.4.1 e no Anexo III.

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

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. Operação do ASBR a 30°C e 500 mgDQO/L

Nesta condição, inicialmente, o reator foi inoculado com a biomassa granulada. Em seguida, foi operado em batelada seqüencial, tratando esgoto sintético, com concentração de 500 mgDQO/L e temperatura de 30°C, em ciclos de 6 horas, durante 7 dias (28 ciclos). Os resultados desta operação são mostrados na Tabela 5.1 e nas Figuras 5.1 e 5.2, onde C_{ST} e C_{SS} são as concentrações de matéria orgânica nas amostras não filtradas e filtradas, respectivamente. AVT é a concentração de ácidos voláteis totais, AB é a alcalinidade a bicarbonato; ϵ_T e ϵ_S são as eficiências de remoção de matéria orgânica para amostras não filtradas e filtradas respectivamente; v_s é a velocidade superficial do líquido. Os valores das

variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II, respectivamente.

Tabela 5.1 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 30°C e 500 mgDQO/L

Parâmetro	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	557 ± 55 (4)	131 ± 18 (5)
ϵ_T (%)	-	77 ± 3 (5)
C_{SS} (mgDQO/L)	-	102 ± 16 (5)
ϵ_S (%)	-	82 ± 3 (5)
AVT (mgHAc/L)	$32 \pm 6,5$ (4)	19 ± 6 (5)
AB (mgCaCO ₃ /L)	$179 \pm 7,2$ (4)	264 ± 13 (5)
pH	$8,5 \pm 0,3$ (4)	$7,5 \pm 0,1$ (5)
Volume (L)	$1,37 \pm 0,03$ (5)	$1,37 \pm 0,03$ (5)
v_s (m/h)	$8,7 \pm 0,6$ (4)	

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

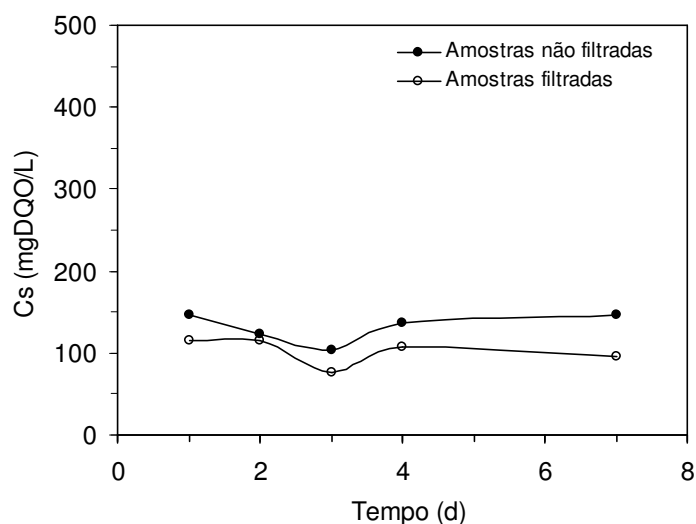


Figura 5.1 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 30°C e 500 mgDQO/L

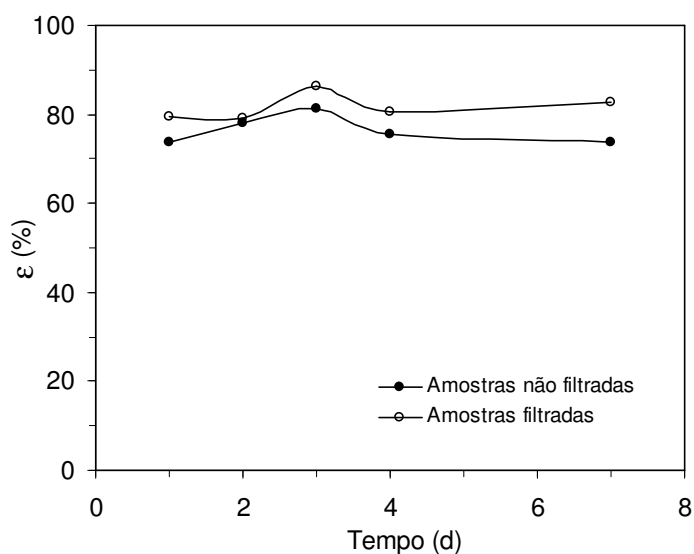


Figura 5.2 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 30°C e 500 mgDQO/L

A análise da Tabela 5.1 e da Figura 5.2 permite verificar que uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica ($\epsilon_s = 82 \pm 3 \%$) foi atingida. Pinheiro (2006) obteve praticamente o mesmo valor de eficiência de remoção ($\epsilon_s = 85 \pm 2\%$) utilizando o mesmo sistema nas mesmas condições. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}). Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente; além disso, os valores da concentração dos ácidos voláteis totais no efluente (AVT) foram baixos e os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema. Desta forma, conclui-se que, em um período relativamente curto de operação (7 dias) a biomassa encontrava-se aclimatada nas condições de operação em batelada sequencial tratando esgoto sintético.

Ressalta-se que a operação do sistema a 30°C e concentração de matéria orgânica de 500 mgDQO/L foi considerada como uma condição padrão, uma vez que outros trabalhos realizados no Laboratório de Engenharia Bioquímica da EEM/IMT, utilizando sistemas semelhantes, foram sempre operados nesta temperatura.

A seguir, avaliou-se o desempenho e a estabilidade de ASBR em seis condições: (i) a 25°C e 500 mgDQO/L; (ii) a 25°C e 1000 mgDQO/L; (iii) a 20°C e 500 mgDQO/L, (iv) a 20°C e 1000 mgDQO/L, (v) a 15°C e 500 mgDQO/L, (vi) a 15°C e 1000 mgDQO/L, sendo os resultados apresentados a seguir.

5.2. Operação do ASBR a 25°C e 500 mgDQO/L

Nesta condição, o sistema foi operado em batelada seqüencial, tratando esgoto sintético, com concentração de 500 mgDQO/L e temperatura de 25°C, em ciclos de 6 horas, durante 28 dias (112 ciclos). Além das variáveis monitoradas, citadas anteriormente, foram também monitorados os valores da concentração de sólidos totais (ST), sólidos voláteis totais (STV), sólidos em suspensão voláteis (SSV) e sólidos em suspensão totais (SST). Também, foi avaliada a concentração de biomassa no reator (Cx) após 28 dias de operação. Os resultados desta operação são mostrados na Tabela 5.2 e nas Figuras 5.3 e 5.4. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II, respectivamente.

Tabela 5.2 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

Parâmetro	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	520 ± 40 (12)	125 ± 19 (16)
ε _T (%)	-	76 ± 4 (16)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	97 ± 10 (16)
ε _S (%)	-	82 ± 2 (16)
AVT (mgHAc/L)	49 ± 19 (12)	24 ± 10 (15)
AB (mgCaCO ₃ /L)	184 ± 28 (12)	244 ± 35 (15)
pH	8,3 ± 0,3 (12)	7,4 ± 0,3 (15)
Volume (L)	1,33 ± 0,07 (20)	1,33 ± 0,07 (20)
ST (mg/L)	1150 ± 100 (5)	900 ± 62 (4)
SVT (mg/L)	598 ± 27 (5)	412 ± 19 (4)
SST (mg/L)	35 ± 24 (5)	49 ± 9 (4)
SSV (mg/L)	22 ± 12 (5)	40 ± 14 (4)
v _s (m/h)	8,7 ± 0,7 (5)	
Cx (gSVT/L)	9,24 (1)	

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

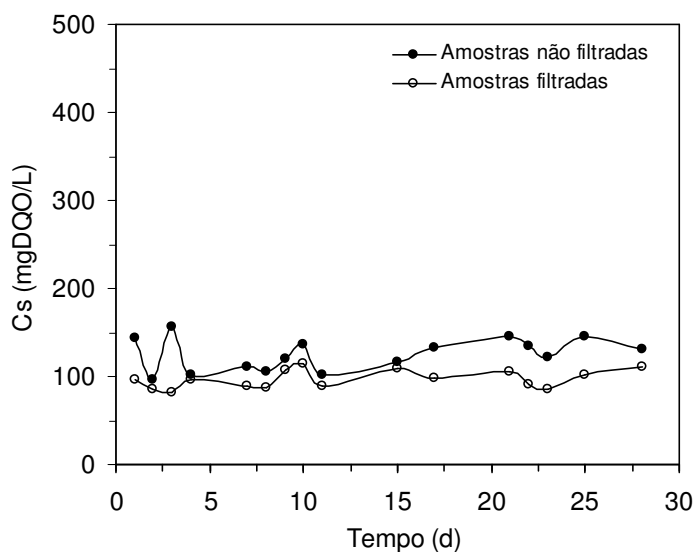


Figura 5.3 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

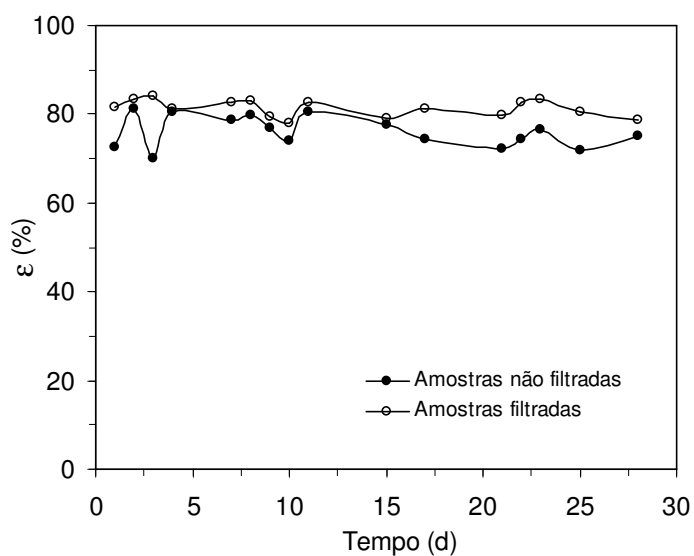


Figura 5.4 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

A análise da Tabela 5.2 e da Figura 5.3 permite verificar que uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica ($\epsilon_s = 82 \pm 2 \%$), para amostras filtradas, foi atingida. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}) e as

concentrações de sólidos suspensos e totais serem baixos. Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente, além disso, os valores da concentração dos ácidos voláteis totais no efluente (AVT) foram baixos e os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema. Desta forma, observa-se que não houve diminuição na eficiência de remoção do ASBR quando a temperatura foi diminuída em 5°C em relação à condição padrão (30°C). Ressalta-se que o valor de eficiência de remoção obtido foi semelhante ao obtido por Agibert *et al.* (2007), cujo valor foi $\varepsilon_s = 81 \pm 4\%$, utilizando o mesmo reator, porém contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano.

Atingida a estabilidade operacional do sistema, avaliada pelas concentrações de matéria orgânica, de ácidos voláteis e de alcalinidade a bicarbonato do efluente no final do ciclo, foi analisado o comportamento do sistema durante um ciclo operacional, por amostragens ao longo de uma batelada conforme mostrado a seguir.

5.2.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 25°C e 500 mgDQO/L

A Figura 5.5 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo para a operação com concentração de esgoto sintético de 500 mgDQO/L, ciclo de 6 horas, a 25°C. Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais obtidos no 92º e 100º ciclos, considerando-se as amostras filtradas. O valor do parâmetro cinético aparente (k) obtido foi $1,54 \text{ h}^{-1}$, sendo o valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) igual a 264,5 mgDQO/L (obtido do arredondamento do valor inicial de C_s) e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 94,3 mgDQO/L. O valor do fator R^2 foi igual a 0,9352 para o modelo sugerido, significando uma representabilidade satisfatória dos dados experimentais. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo III.

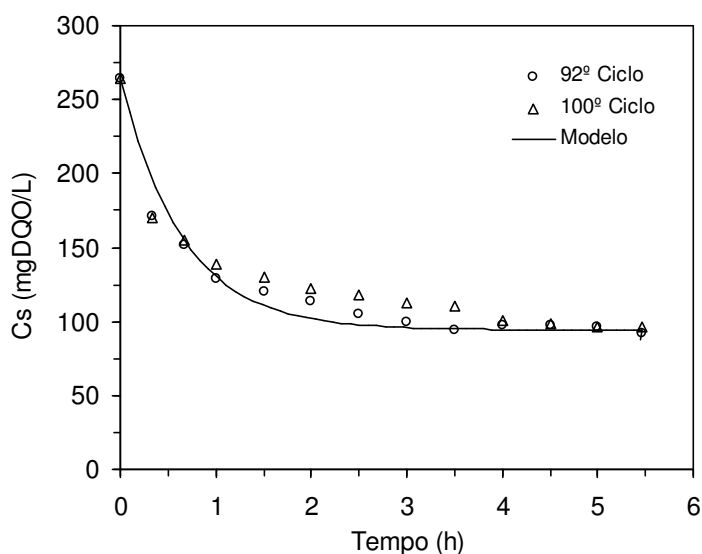


Figura 5.5 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 25°C e 500 mgDQO/L

Os perfis de concentração de ácidos voláteis foram realizados utilizando duas metodologias distintas. Na primeira, obteve-se a concentração dos mesmos por titulação, sendo os valores médios, obtidos em duplicata ao longo do 84º e 94º ciclos, mostrados na Figura 5.6. 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 92º ciclo, obteve-se uma concentração de ácido propiônico de 1,30 mg/L no instante inicial da batelada, isto é, logo após a alimentação da água residuária. Tal concentração não foi obtida quando o perfil foi repetido no 100º ciclo. Comparando este valor com os valores apresentados na Figura 5.6, observa-se que são diferentes. Observa-se uma concentração máxima de AVT de, aproximadamente, 55 mg/L, após 30 minutos do início do ciclo, e um valor residual de AVT de aproximadamente 33 mg/L, a partir de 90 minutos do início do ciclo (Figura 5.6).

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

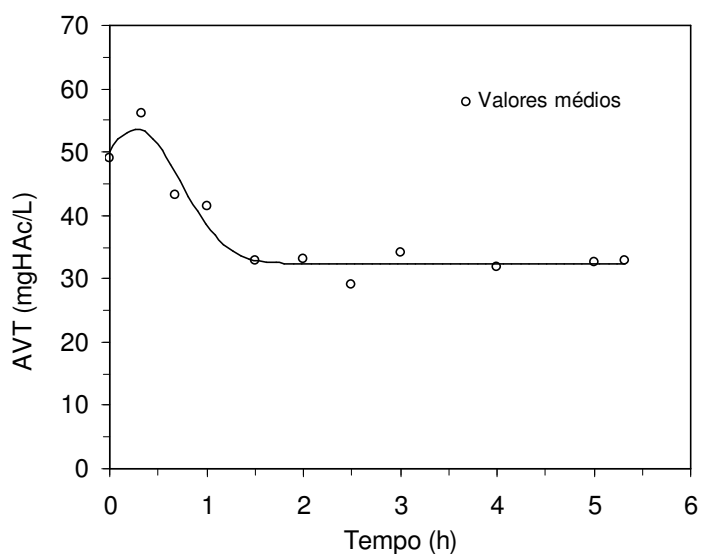


Figura 5.6 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

Os valores médios dos perfis de alcalinidade a bicarbonato e de pH são mostrados nas Figuras 5.7 e 5.8, respectivamente. Nas Figuras 5.9 e 5.10, são mostrados os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico. Os valores experimentais, obtidos em duplicata, ao longo do 84º e 94º ciclos para concentração de ácidos voláteis totais, alcalinidade a bicarbonato e pH, e ao longo do 104º ciclo para o biogás estão contidos no Anexo III. É possível observar, a partir da Figura 5.7, que houve geração de alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo de operação. Os valores de pH mantiveram-se acima do valor 7,0, a partir de 60 minutos do início do ciclo, conforme se observa na Figura 5.8.

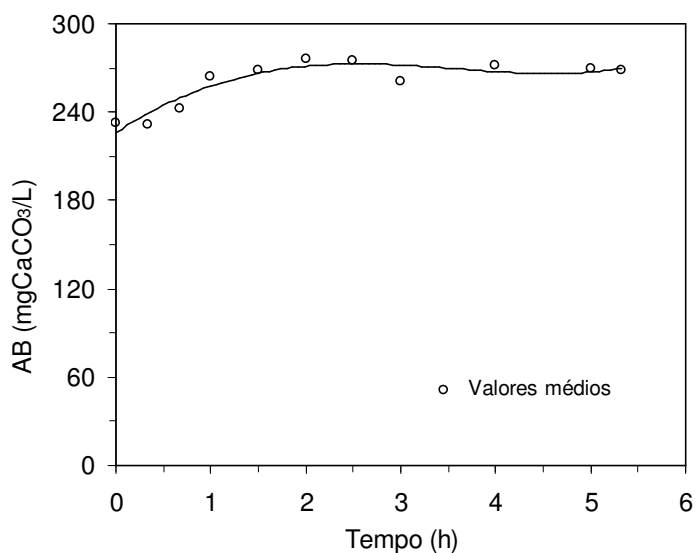


Figura 5.7 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

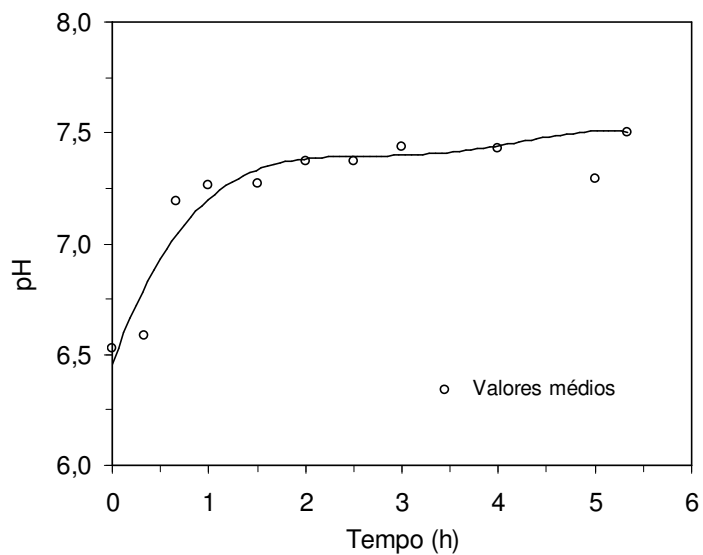


Figura 5.8 – Perfil da variação de pH na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

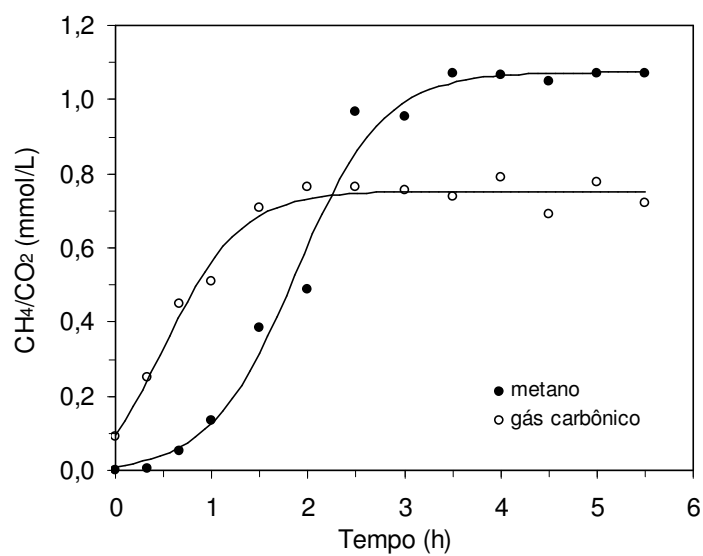


Figura 5.9 - Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 25°C e 500 mgDQO/L

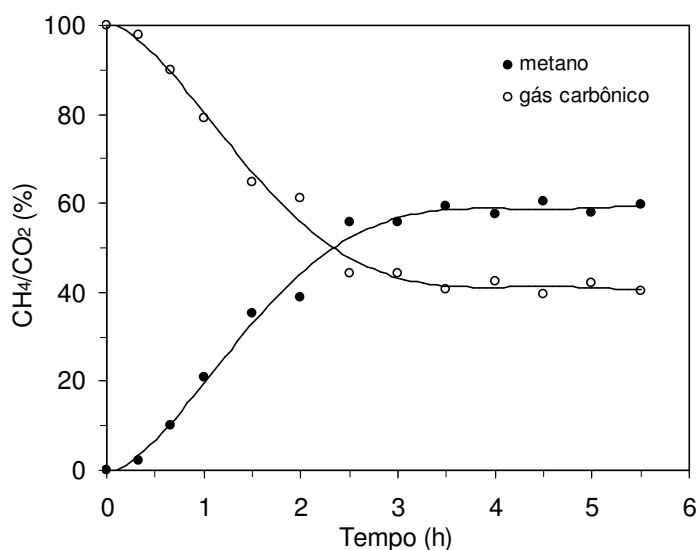


Figura 5.10 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

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, aproximadamente, 60% de metano e 40% de gás carbônico. A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

Com relação ao perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo, foi possível observar que a partir de 3 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual cujo valor permaneceu aproximadamente constante ($C_{SR} = 90$ mgDQO/L) até o final do ciclo, ou seja, por 3 horas.

A seguir, aumentou-se a concentração de matéria orgânica do sistema para 1000 mgDQO/L, mantendo a temperatura de 25°C, conforme será apresentado a seguir.

5.3. Operação do ASBR a 25°C e 1000 mgDQO/L

Nesta condição, o reator foi operado em batelada seqüencial, tratando esgoto sintético, com concentração de 1000 mgDQO/L e temperatura de 25°C, em ciclos de 6 horas, durante 41 dias (164 ciclos). Os resultados desta operação são mostrados na Tabela 5.3 e nas Figuras 5.11 e 5.12. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II.

Tabela 5.3 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

Parâmetro	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	1002 ± 68 (26)	210 ± 31 (24)
ε _T (%)	-	79 ± 3 (24)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	176 ± 20 (24)
ε _S (%)	-	82 ± 2 (24)
AVT (mgHAc/L)	38 ± 10 (12)	20 ± 8 (16)
AB (mgCaCO ₃ /L)	187 ± 15 (12)	352 ± 32 (16)
pH	8,5 ± 0,3 (12)	7,2 ± 0,3 (16)
Volume (L)	1,30 ± 0,04 (24)	1,30 ± 0,04 (24)
ST (mg/L)	1810 ± 141 (4)	1355 ± 117 (5)
SVT (mg/L)	1015 ± 115 (4)	472 ± 37 (5)
SST (mg/L)	81 ± 48 (4)	66 ± 31 (5)
SSV (mg/L)	21 ± 9 (4)	37 ± 9 (5)
v _s (m/h)	7,4 ± 0,6 (24)	
C _x (gSVT/L)	14,1 (1)	

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

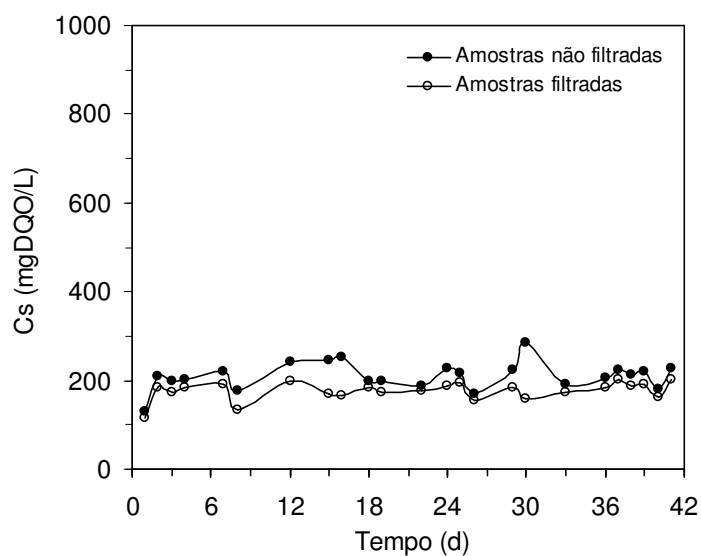


Figura 5.11 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

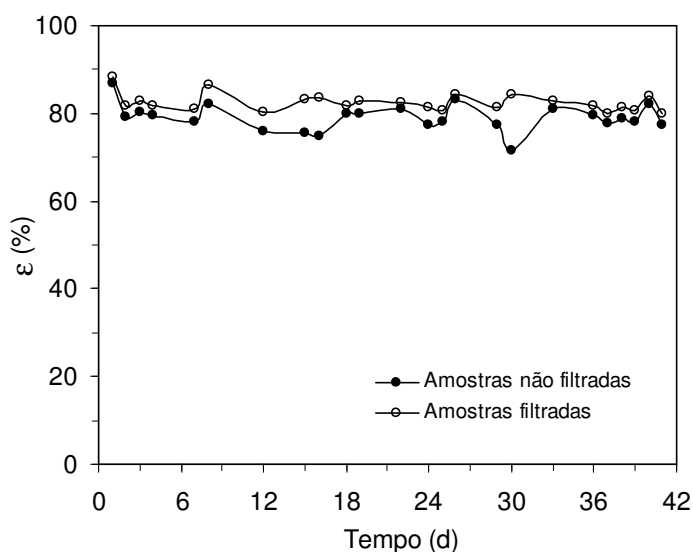


Figura 5.12 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

A análise da Tabela 5.3 e da Figura 5.12 permite verificar que uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica ($\epsilon_s = 82 \pm 2\%$), para amostras filtradas, foi atingida. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}) e as concentrações de sólidos suspensos e totais serem baixos. Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente; além disso, os valores da concentração dos ácidos voláteis totais no efluente (AVT) foram baixos e os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema.

Observa-se, ainda, que não houve diminuição na eficiência de remoção do ASBR quando a temperatura foi diminuída em 5°C em relação à condição padrão (30°C) e a concentração do afluente foi duplicada.

Atingida a estabilidade operacional do sistema, avaliada pelas concentrações de matéria orgânica, de ácidos voláteis e de alcalinidade a bicarbonato do efluente no final do ciclo, foi analisado o comportamento do sistema durante um ciclo operacional, por amostragens ao longo de uma batelada conforme mostrado a seguir.

5.3.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

A Figura 5.13 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo para a operação com concentração de esgoto sintético de 1000 mgDQO/L, ciclo

de 6 horas, a 25°C. Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais obtidos no 152º e 160º ciclos, considerando-se as amostras filtradas. O valor do parâmetro cinético aparente (k) obtido foi $1,36 \text{ h}^{-1}$, sendo o valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) igual a 522,8 mgDQO/L (obtido do arredondamento do valor inicial de C_s) e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 169,1 mgDQO/L. O valor do fator R^2 foi igual a 0,9336 para o modelo sugerido, significando uma representabilidade satisfatória dos dados experimentais. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo III.

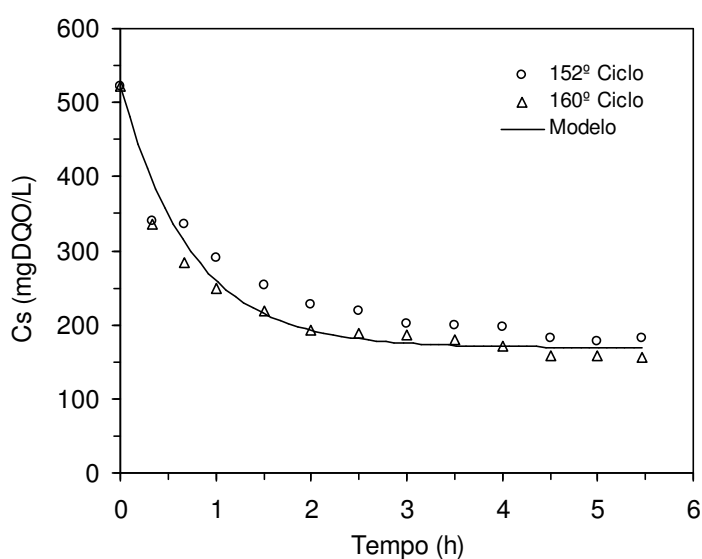


Figura 5.13 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

Os valores médios dos perfis de concentração de ácidos voláteis totais, de alcalinidade a bicarbonato e de pH são mostrados nas Figuras 5.14 a 5.16. Os valores experimentais desses perfis, obtidos em duplicata, ao longo do 124º e 140º estão apresentados no Anexo III.

O valor máximo médio de AVT, obtido por análise titulométrica, ocorreu em 20 minutos, atingindo o valor de 41,4 mgHAc/L. O valor residual médio foi 16,6 mg/L, obtido a partir de 60 minutos do início do ciclo (Figura 5.14).

Na análise pelo método cromatográfico, ao longo do 152º ciclo, obteve-se 0,24 mg/L e 0,19 mg/L de ácido valérico, em 40 e 60 minutos a partir do início do ciclo, respectivamente.

A diferença de valores de concentração dos ácidos voláteis, pelas duas metodologias de análise utilizadas, pode ter sido ocasionada pela não detecção de algum ácido na análise

cromatográfica ou por algum composto (como, por exemplo, sais ácidos ou de caráter ácido) ter sido titulado como ácido volátil na análise titulométrica. Além disso, é possível observar, a partir da Figura 5.15, que houve geração de alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo de operação. Os valores de pH mantiveram-se em torno de 7,0, conforme se observa na Figura 5.16.

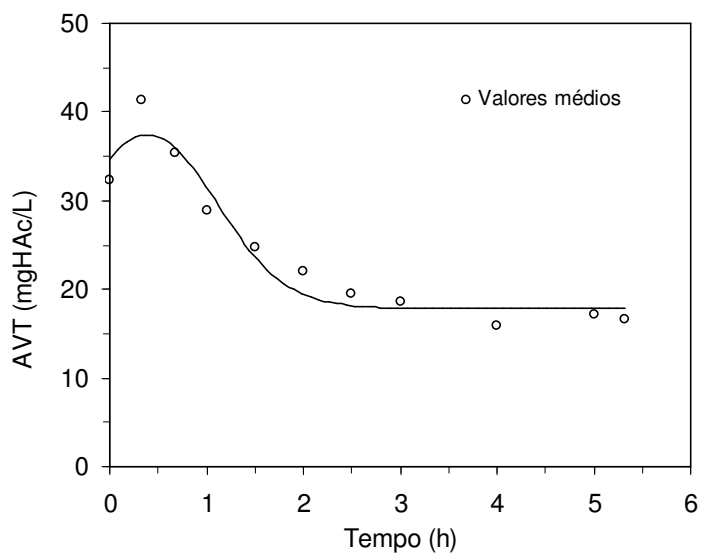


Figura 5.14 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

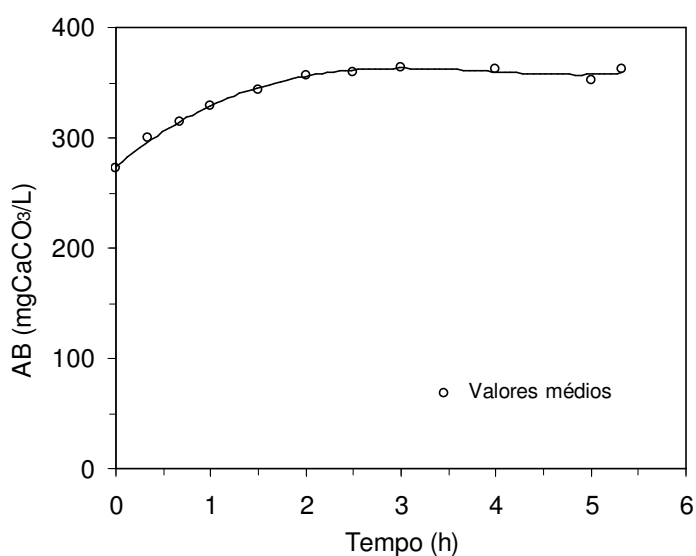


Figura 5.15 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

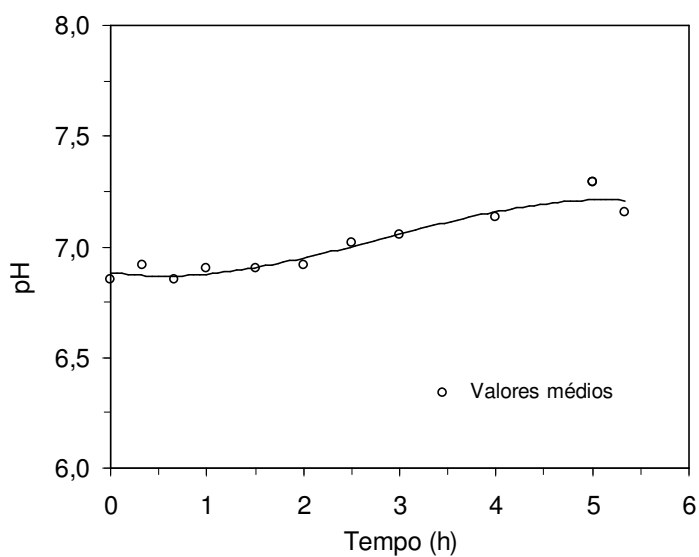


Figura 5.16 – Perfil da variação de pH na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

Nas Figuras 5.17 e 5.18 são mostrados os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico. Os valores experimentais, obtidos ao longo do 148º ciclo, estão contidos no Anexo III. A composição do biogás gerado no final do ciclo foi de, aproximadamente, 70% metano (CH_4) e 30% gás carbônico (CO_2). A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

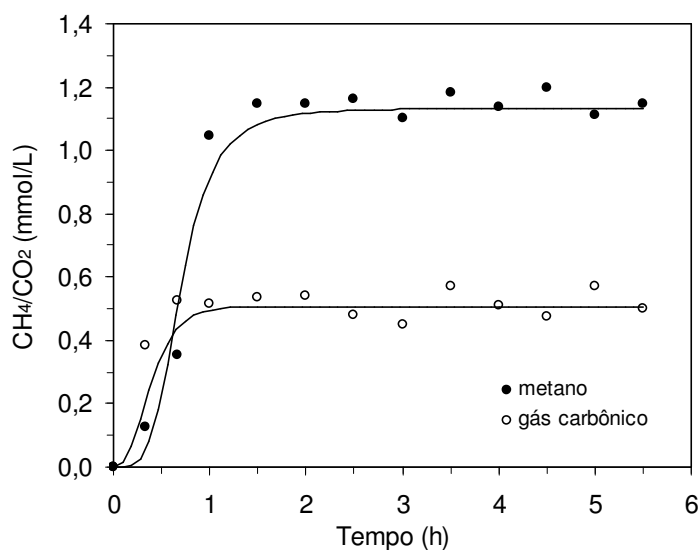


Figura 5.17 - Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

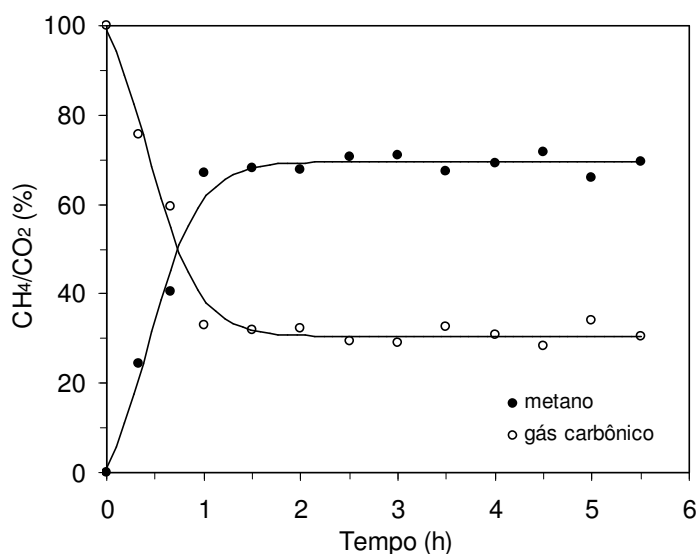


Figura 5.18 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

Com relação ao perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo foi possível observar que a partir de 4,5 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual cujo valor permaneceu aproximadamente constante ($C_{SR} = 169,1$ mgDQO/L) até o final do ciclo, ou seja, por 1,5 horas. Comparando-se os resultados dos perfis desta condição com os da condição anterior, observa-se que houve diminuição no parâmetro cinético de primeira ordem e aumento de C_{SR} ($k = 1,54 \text{ h}^{-1}$ e $C_{SR} = 94,3$ mgDQO/L para 25°C e 500 mgDQO/L; $k = 1,36 \text{ h}^{-1}$ e $C_{SR} = 169,1$ mgDQO/L para 25°C e 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 consumo de ácidos voláteis. A seguir, diminuiu-se a temperatura do sistema para 20°C, mantendo-se a concentração de matéria orgânica de 500 mgDQO/L, conforme será apresentado a seguir.

5.4. Operação do ASBR a 20°C e 500 mgDQO/L

Nesta condição, o reator foi operado em batelada seqüencial, tratando esgoto sintético, com concentração de 500 mgDQO/L e temperatura de 20°C, em ciclos de 6 horas, durante 46 dias (184 ciclos). Os resultados desta operação são mostrados na Tabela 5.4 e nas Figuras 5.19 e 5.20. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II.

Tabela 5.4 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

Parâmetro	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	551 ± 48 (27)	138 ± 24 (20)
ε _T (%)	-	75 ± 4 (20)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	104 ± 12 (20)
ε _S (%)	-	81 ± 2 (20)
AVT (mgHAc/L)	31 ± 9 (19)	17 ± 5 (18)
AB (mgCaCO ₃ /L)	190 ± 17 (19)	282 ± 29 (18)
pH	8,7 ± 0,3 (19)	7,4 ± 0,2 (18)
Volume (L)	1,29 ± 0,04 (22)	1,29 ± 0,04 (22)
ST (mg/L)	1276 ± 160 (5)	859 ± 88 (6)
SVT (mg/L)	698 ± 77 (5)	327 ± 102 (6)
SST (mg/L)	38 ± 13 (5)	74 ± 25 (6)
SSV (mg/L)	22 ± 7 (5)	48 ± 27 (6)
v _s (m/h)	7,2 ± 0,6 (18)	
C _x (gSVT/L)	11,3 (1)	

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

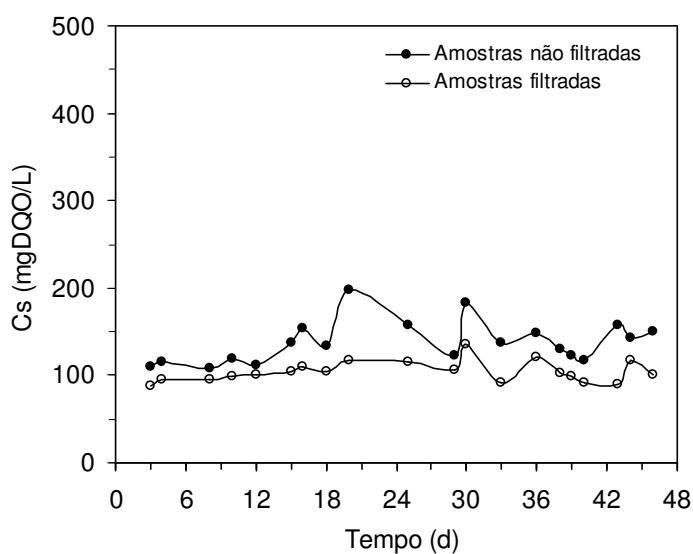


Figura 5.19 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

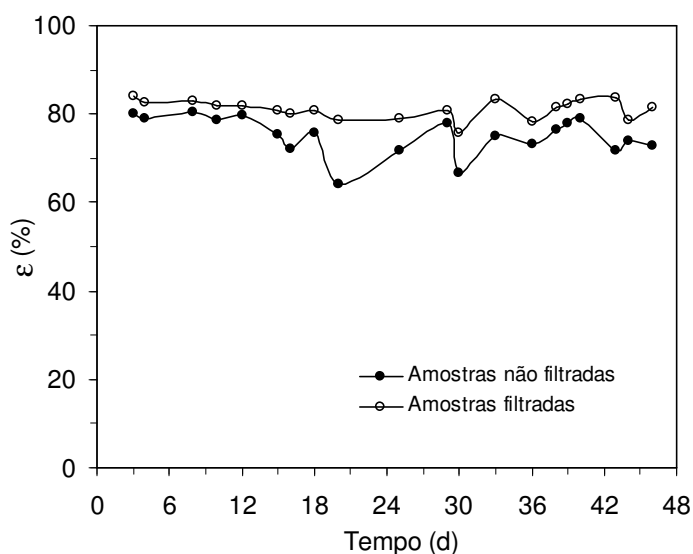


Figura 5.20 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

A análise da Tabela 5.4 e da Figura 5.20 permite verificar que uma eficiência elevada ($\epsilon_s = 81 \pm 2 \%$) foi atingida. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}) e as concentrações de sólidos suspensos e totais serem baixos. Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente; além disso, os valores da concentração dos ácidos voláteis totais no efluente (AVT) foram baixos e os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema.

Observa-se, também, que não houve diminuição na eficiência de remoção do ASBR quando a temperatura foi diminuída em 10°C em relação à condição padrão (30°C).

Atingida a estabilidade operacional do sistema, avaliada pelas concentrações de matéria orgânica, de ácidos voláteis e de alcalinidade a bicarbonato do efluente no final do ciclo, foi analisado o comportamento do sistema durante um ciclo operacional, por amostragens ao longo de uma batelada conforme mostrado a seguir.

5.4.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 20°C e 500 mgDQO/L

A Figura 5.21 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo para a operação com concentração de esgoto sintético de 500 mgDQO/L, ciclo de 6 horas, a 20°C. Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores

experimentais obtidos no 152º e 156º ciclos considerando-se as amostras filtradas. O valor do parâmetro cinético aparente (k) obtido foi $0,87 \text{ h}^{-1}$, sendo o valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) igual a $298,3 \text{ mgDQO/L}$ (obtido do arredondamento do valor inicial de C_s) e o da concentração residual de matéria orgânica (C_{SR}) igual a $93,0 \text{ mgDQO/L}$. O valor do fator R^2 foi igual a $0,9883$ para o modelo sugerido, significando uma representabilidade satisfatória dos dados experimentais. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo III.

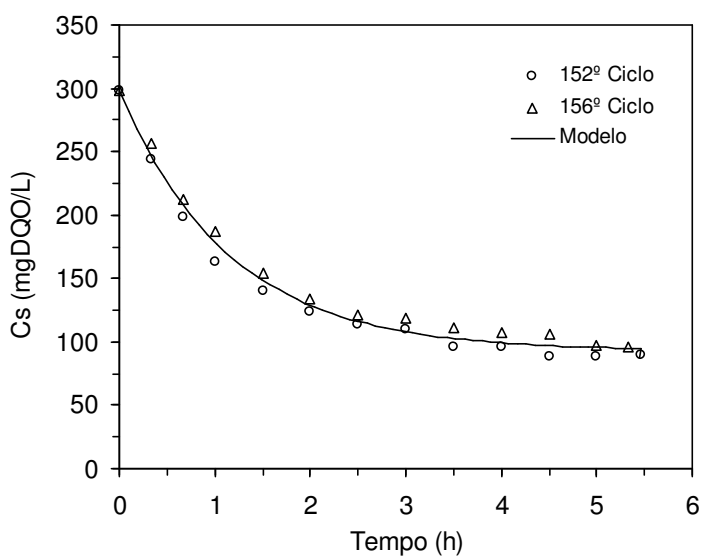


Figura 5.21 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 20°C e 500 mgDQO/L

Os valores médios dos perfis de concentração de ácidos voláteis totais, de alcalinidade a bicarbonato e de pH são mostrados nas Figuras 5.22 a 5.24. Os valores experimentais desses perfis, obtidos em duplicata, ao longo do 176º e 180º ciclos estão contidos no Anexo III.

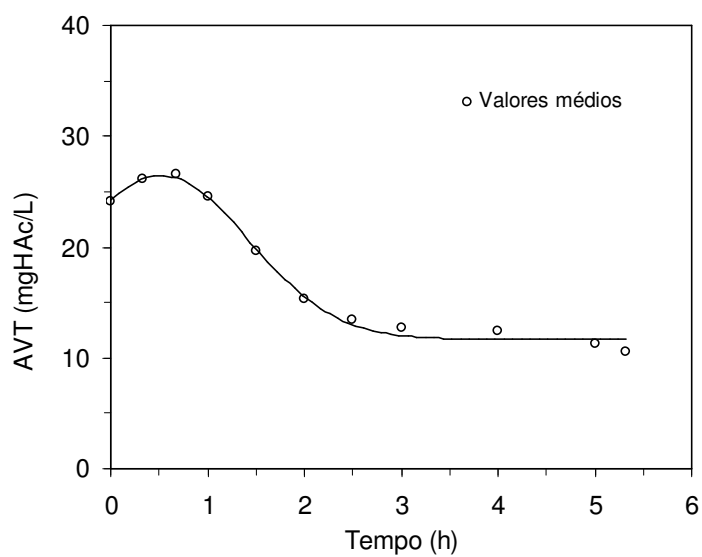


Figura 5.22 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

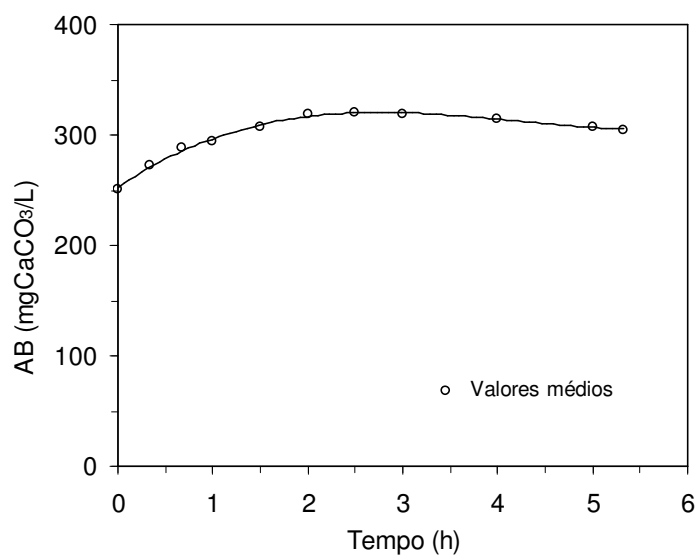


Figura 5.23 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

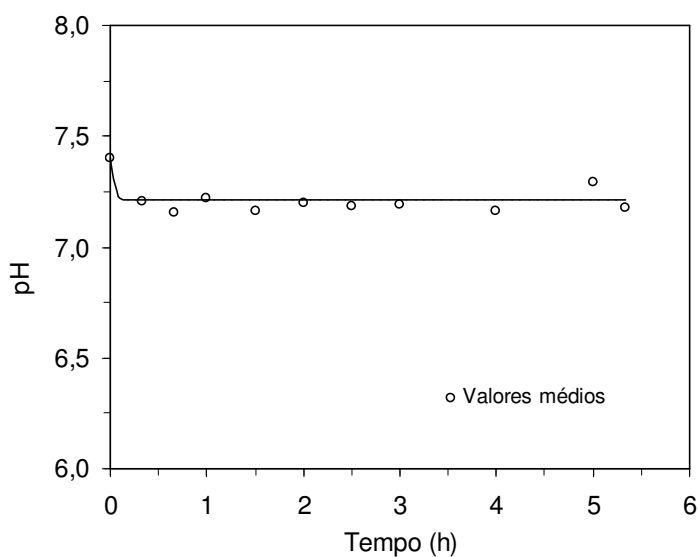


Figura 5.24 – Perfil da variação de pH na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

O valor máximo médio de AVT, obtido por análise titulométrica ocorreu em 20 minutos, atingindo o valor de 26,5 mgHAc/L e o valor residual médio de 10,5 mg/L, a partir de 40 minutos do início do ciclo (Figura 5.22). Na análise de ácidos voláteis pelo método cromatográfico, ao longo do 152º ciclo, não foi detectado nenhum ácido durante o perfil.

A diferença de valores de concentração dos ácidos voláteis, pelas duas metodologias de análise utilizadas, pode ter sido ocasionada pela não detecção de algum ácido na análise cromatográfica ou por algum composto (como, por exemplo, sais ácidos ou de caráter ácido) ter sido titulado como ácidos voláteis na análise titulométrica, como já explicado anteriormente. Além disso, é possível observar, a partir da Figura 5.23, que houve geração de alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo de operação. Os valores de pH mantiveram-se em torno de 7,0 conforme se observa na Figura 5.24.

Nas Figuras 5.25 e 5.26 são mostrados os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico. Os valores experimentais, obtidos ao longo do 168º ciclo, estão contidos no Anexo III. A composição do biogás gerado no final do ciclo foi de, aproximadamente, 60% metano (CH₄) e 40% gás carbônico (CO₂). A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

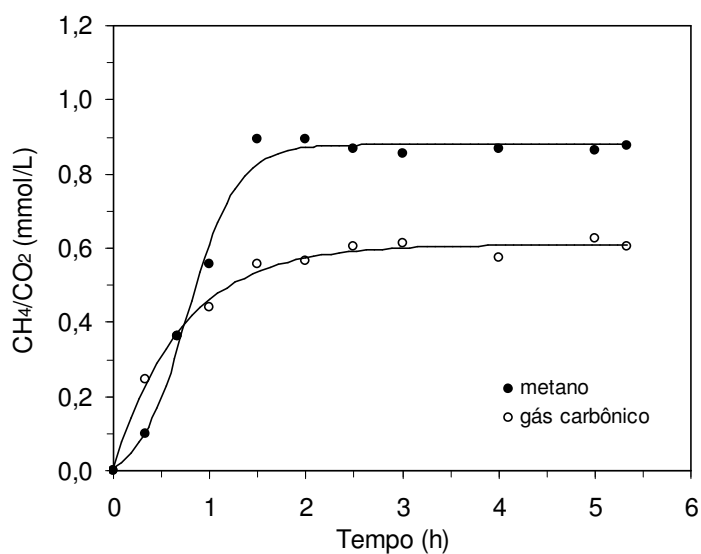


Figura 5.25 - Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 20°C e 500 mgDQO/L

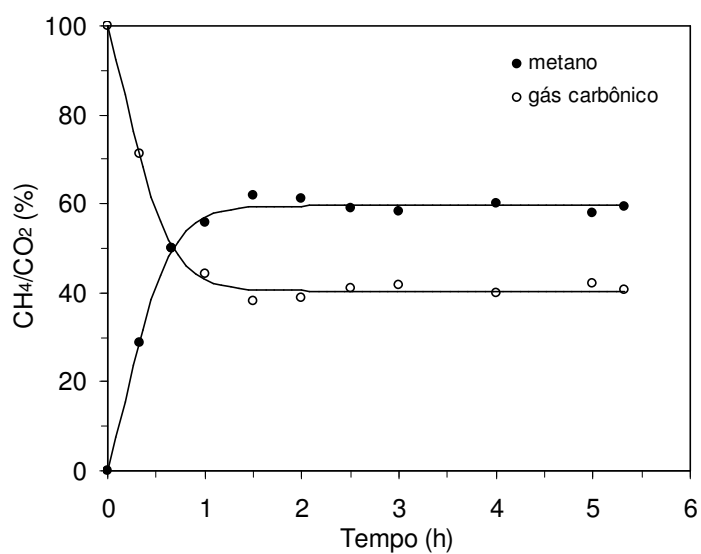


Figura 5.26 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

Com relação ao perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo foi possível observar que a partir de 4,5 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual cujo valor permaneceu aproximadamente constante ($C_{SR} = 93,0$ mgDQO/L) até o final do ciclo, ou seja, por 1,5 horas. Comparando-se os resultados dos perfis desta condição com os das condições anteriores,

observa-se que houve diminuição no parâmetro cinético de primeira ordem ($k = 1,54 \text{ h}^{-1}$ e $C_{SR} = 94,3 \text{ mgDQO/L}$ para 25°C e 500 mgDQO/L ; $k = 1,36 \text{ h}^{-1}$ e $C_{SR} = 169,1 \text{ mgDQO/L}$ para 25°C e 1000 mgDQO/L ; $k = 0,87 \text{ h}^{-1}$ e $C_{SR} = 93,0 \text{ mgDQO/L}$ para 20°C e 500 mgDQO/L).

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória apresentando geração de alcalinidade e consumo de ácidos voláteis.

5.5. Operação do ASBR a 20°C e 1000 mgDQO/L

Nesta condição, o reator foi operado em batelada sequencial, tratando esgoto sintético, com concentração de 1000 mgDQO/L e temperatura de 20°C , em ciclos de 6 horas, durante 28 dias (112 ciclos). Os resultados desta operação são mostrados na Tabela 5.5 e nas Figuras 5.27 e 5.28. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II.

Tabela 5.5 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Parâmetro	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	1028 ± 78 (15)	190 ± 31 (21)
ϵ_T (%)	-	82 ± 3 (21)
C_{SS} (mgDQO/L)	-	146 ± 24 (21)
ϵ_S (%)	-	86 ± 2 (23)
AVT (mgHAc/L)	$49,5 \pm 6,6$ (16)	$21,4 \pm 6,8$ (19)
AB (mgCaCO ₃ /L)	$197,5 \pm 27,8$ (16)	367 ± 16 (19)
pH	$8,6 \pm 0,3$ (16)	$7,3 \pm 0,1$ (19)
Volume (L)	$1,31 \pm 0,02$ (18)	$1,31 \pm 0,02$ (18)
ST (mg/L)	1850 ± 99 (6)	1124 ± 89 (6)
SVT (mg/L)	1007 ± 70 (6)	313 ± 81 (6)
SST (mg/L)	50 ± 26 (6)	70 ± 23 (6)
SSV (mg/L)	23 ± 11 (6)	42 ± 17 (6)
v_s (m/h)	$7,0 \pm 0,2$ (15)	
C_x (gSVT/L)	$12,6$ (1)	

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

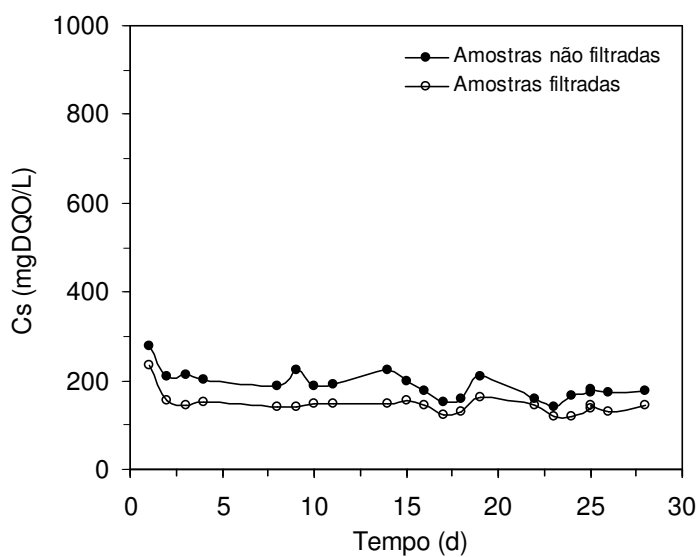


Figura 5.27 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

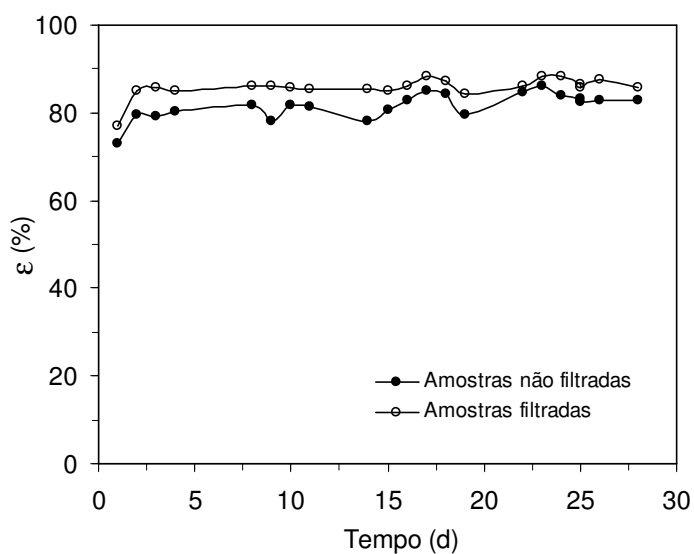


Figura 5.28 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

A análise da Tabela 5.5 e da Figura 5.28 permite verificar que uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica ($\epsilon_s = 86 \pm 2 \%$), em termos de amostras filtradas, foi atingida. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}) e as concentrações de sólidos suspensos e totais serem baixos. Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente; além disso, os valores da concentração dos ácidos voláteis totais

no efluente (AVT) foram baixos e os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema.

Atingida a estabilidade operacional do sistema, avaliada pelas concentrações de matéria orgânica, de ácidos voláteis e de alcalinidade a bicarbonato do efluente no final do ciclo, foi analisado o comportamento do sistema durante um ciclo operacional, por amostragens ao longo de uma batelada conforme mostrado a seguir.

5.5.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

A Figura 5.29 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo para a operação com concentração de esgoto sintético de 1000 mgDQO/L, ciclo de 6 horas, a 20°C. Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais obtidos no 152º e 156º ciclos, considerando-se as amostras filtradas. O valor do parâmetro cinético aparente (k') obtido foi $0,55 \text{ h}^{-1}$, sendo o valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) igual a 407,7 mgDQO/L (obtido do arredondamento do valor inicial de C_s) e o da concentração residual de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 127,9 mgDQO/L. O valor do fator R^2 foi igual a 0,9798 para o modelo sugerido, significando uma representabilidade satisfatória dos dados experimentais. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo III.

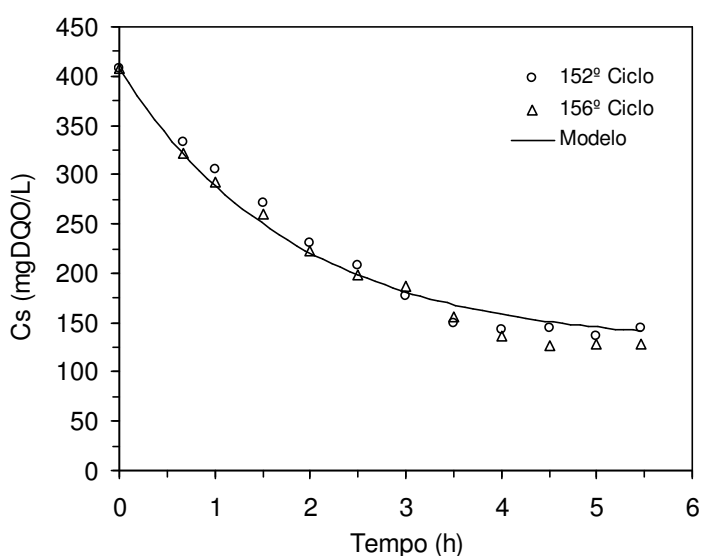


Figura 5.29 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Os valores médios dos perfis de concentração de ácidos voláteis totais, obtidos em

duplicata, ao longo do 64º e 68º ciclos, são mostrados na Figura 5.30. Na Figura 5.31 são mostrados os valores dos ácidos voláteis intermediários (propiónico, isobutírico e isovalérico) obtidos pelo método cromatográfico, ao longo do 72º ciclo.

As Figuras 5.32 e 5.33 apresentam os valores médios, obtidos em duplicata, ao longo do 64º e 68º ciclos, dos perfis de alcalinidade a bicarbonato e de pH, respectivamente. Os valores experimentais de todos os perfis estão contidos no Anexo III.

O valor máximo de AVT obtido por análise titulométrica ocorreu em 40 minutos, atingindo 52,6 mgHAc/L, com residual médio de 15,7 mg/L, a partir de 240 minutos do início do ciclo (Figura 5.30). A diferença de valores de concentração dos ácidos voláteis, pelas duas metodologias de análise utilizadas, pode ter sido ocasionada pela não detecção de algum ácido na análise cromatográfica ou por algum composto (como, por exemplo, sais ácidos ou de caráter ácido) ter sido titulado como ácidos voláteis na análise titulométrica. Além disso, é possível observar, a partir da Figura 5.32, que houve geração de alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo de operação. Os valores de pH mantiveram-se em torno de 7,0 conforme se observa na Figura 5.33.

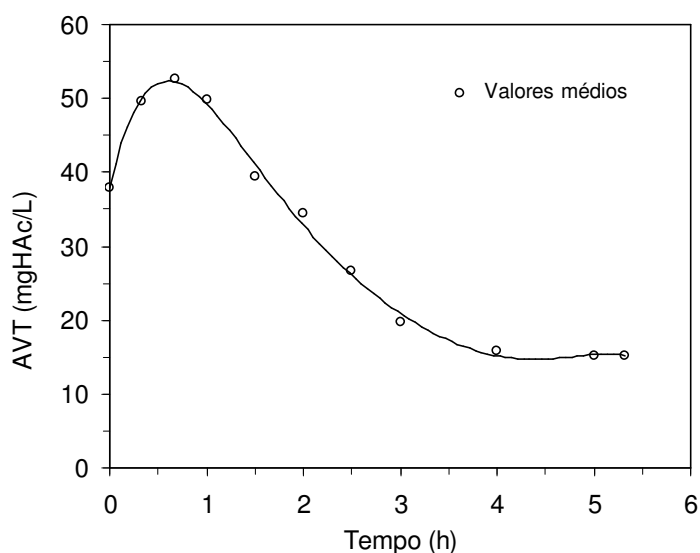


Figura 5.30 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

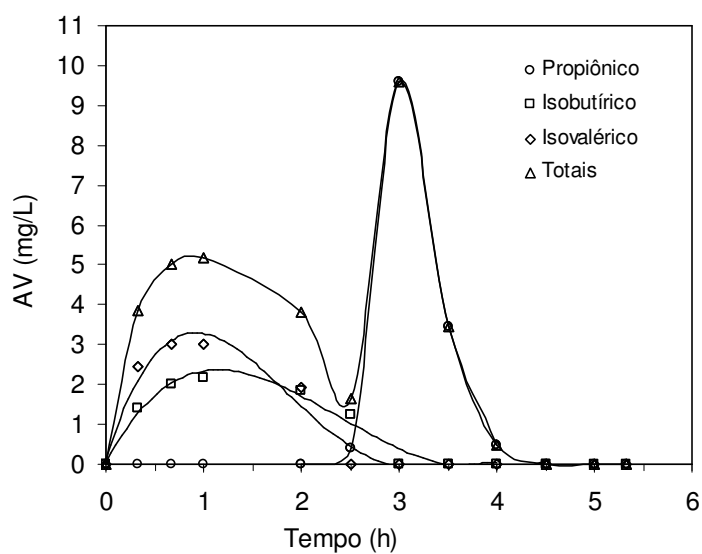


Figura 5.31 – Perfil da concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

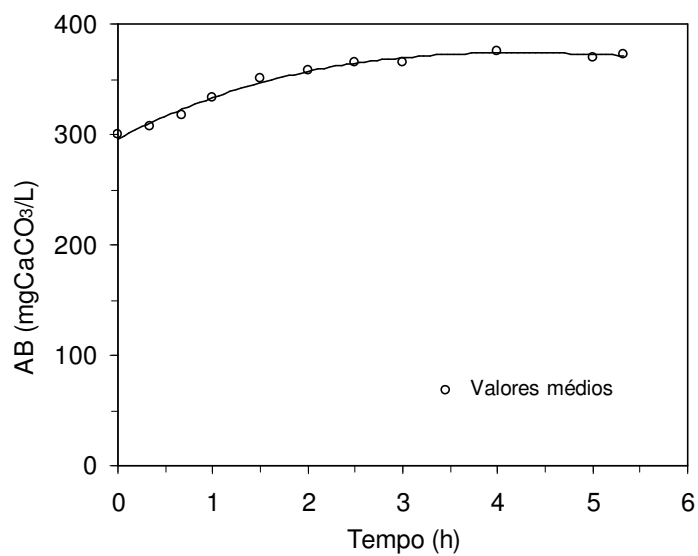


Figura 5.32 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

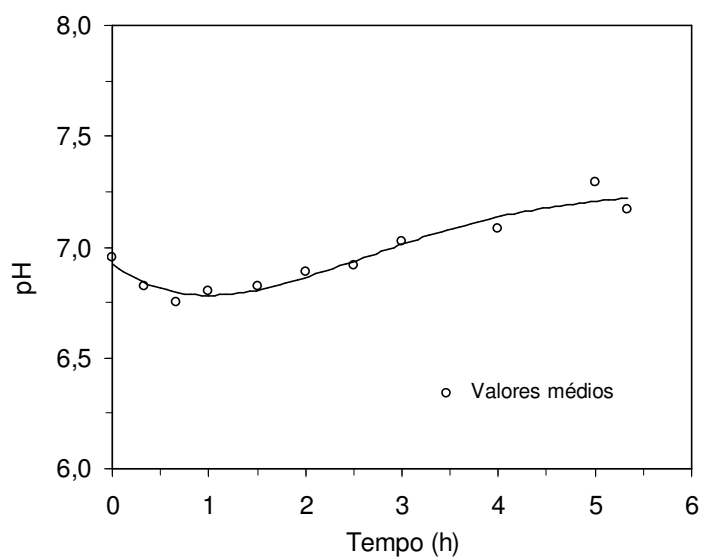


Figura 5.33 – Perfil da variação de pH na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Nas Figuras 5.34 e 5.35 são mostrados os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico. Os valores experimentais, obtidos ao longo do 104º ciclo, estão contidos no Anexo III. A composição do biogás gerado no final do ciclo foi de, aproximadamente, 47% metano (CH_4) e 53% gás carbônico (CO_2). A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

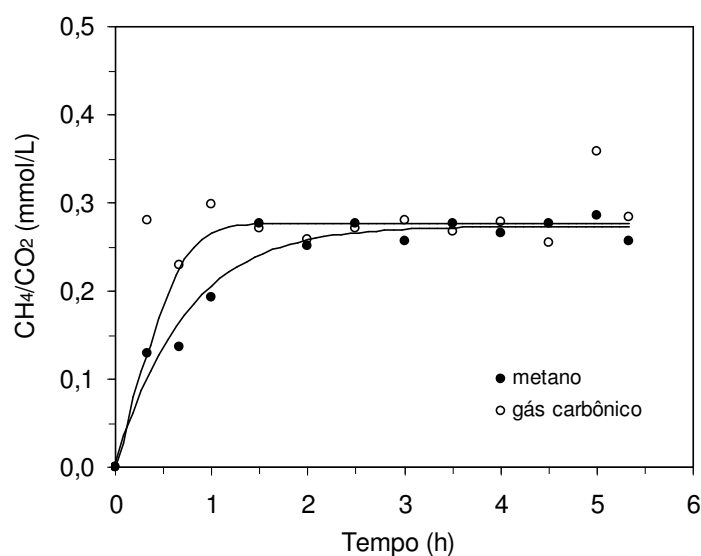


Figura 5.34 - Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

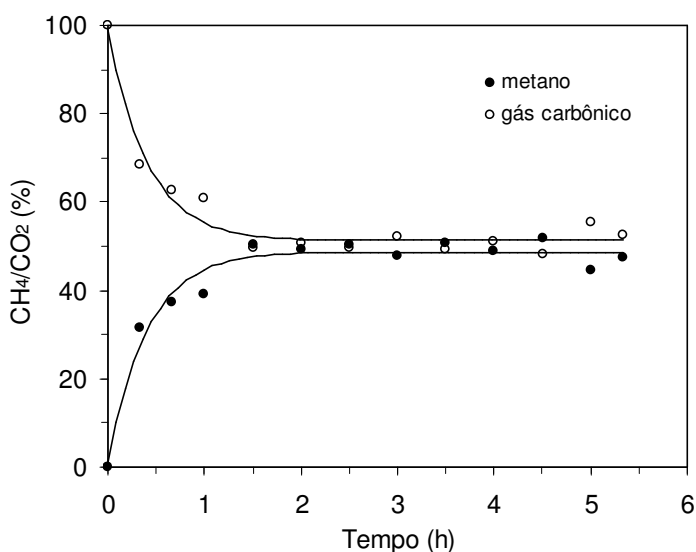


Figura 5.35 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Com relação ao perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo foi possível observar que a partir de 4,5 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual cujo valor permaneceu aproximadamente constante ($C_{SR} = 127,9$ mgDQO/L) até o final do ciclo, ou seja, por 1,5 horas. Comparando-se os resultados dos perfis desta condição com os da condição de operação a 25°C e 1000 mgDQO/L, observa-se que houve diminuição no parâmetro cinético de primeira ordem e no valor de C_{SR} ($k = 1,36$ h⁻¹ e $C_{SR} = 169,1$ mgDQO/L para 25°C e 1000 mgDQO/L; $k = 0,55$ h⁻¹ e $C_{SR} = 127,9$ mgDQO/L para 20°C e 1000 mgDQO/L).

Na continuidade do estudo da influência da temperatura no desempenho do ASBR, manteve-se a mesma concentração de matéria orgânica da condição padrão, isto é, 500 mgDQO/L e diminuiu-se a temperatura do sistema em 15°C em relação à condição padrão (30°C), sendo os resultados apresentados a seguir.

5.6. Operação do ASBR a 15°C e 500 mgDQO/L

Nesta condição, o reator foi operado em batelada sequencial, tratando esgoto sintético, com concentração de 500 mgDQO/L e temperatura de 15°C, em ciclos de 6 horas, durante 29 dias (116 ciclos). Os resultados desta operação são mostrados na Tabela 5.6 e nas Figuras 5.36 e 5.37. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II.

Tabela 5.6 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

Parâmetro	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	501 ± 21 (21)	110 ± 19 (21)
ε _T (%)	-	78 ± 4 (21)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	79 ± 9 (21)
ε _S (%)	-	84 ± 2 (21)
AVT (mgHAc/L)	43 ± 8 (13)	24 ± 6 (15)
AB (mgCaCO ₃ /L)	188 ± 15 (13)	273 ± 20 (15)
pH	8,9 ± 0,2 (13)	7,5 ± 0,1 (15)
Volume (L)	1,30 ± 0,02 (23)	1,30 ± 0,02 (23)
ST (mg/L)	1264 ± 44 (6)	868 ± 32 (6)
SVT (mg/L)	757 ± 42 (6)	343 ± 34 (6)
SST (mg/L)	43 ± 10 (6)	49 ± 5 (6)
SSV (mg/L)	29 ± 9 (6)	24 ± 7 (6)
v _s (m/h)	7,2 ± 0,9 (20)	
C _x (gSVT/L)	12,7 (1)	

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

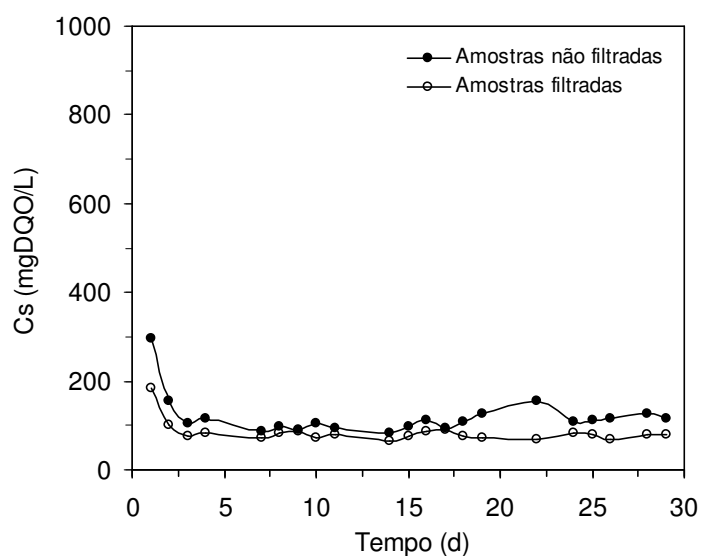


Figura 5.36 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

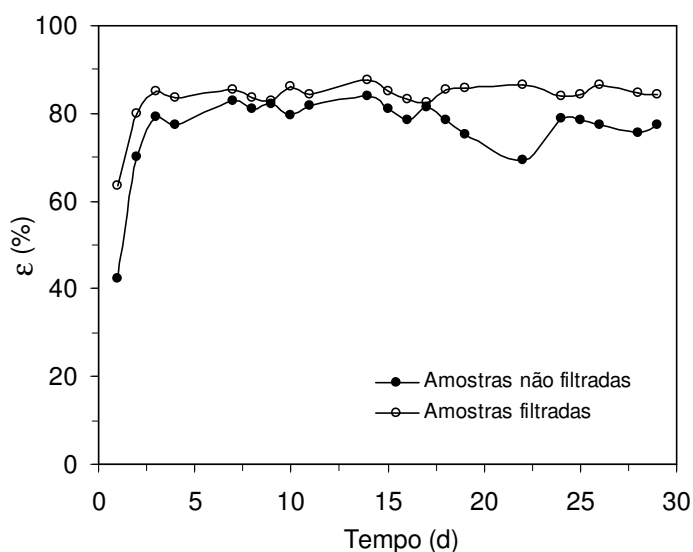


Figura 5.37 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

A análise da Tabela 5.6 e da Figura 5.37 permite verificar que uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica ($\epsilon_s = 84 \pm 2 \%$), para amostras filtradas, foi atingida. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}) e as concentrações de sólidos suspensos e totais serem baixos. Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente, além disso, os valores da concentração dos ácidos voláteis totais no efluente (AVT) foram baixos e os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema.

Observa-se que não houve diminuição na eficiência de remoção do ASBR quando a temperatura foi diminuída em 15°C em relação à condição padrão (30°C).

Atingida a estabilidade operacional do sistema, avaliada pelas concentrações de matéria orgânica, de ácidos voláteis e de alcalinidade a bicarbonato do efluente no final do ciclo, foi analisado o comportamento do sistema durante um ciclo operacional, por amostragens ao longo de uma batelada conforme mostrado a seguir.

5.6.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 15°C e 500 mgDQO/L

A Figura 5.38 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo para a operação com concentração de esgoto sintético de 500 mgDQO/L, ciclo de 6 horas, a 15°C. Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores

experimentais obtidos no 68º e 72º ciclos, considerando-se as amostras filtradas. O valor do parâmetro cinético aparente (k) obtido foi $0,79 \text{ h}^{-1}$, sendo o valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) igual a $203,1 \text{ mgDQO/L}$ (obtido do arredondamento do valor inicial de C_s) e o da concentração residual de matéria orgânica (C_{SR}) igual a $79,2 \text{ mgDQO/L}$. O valor do fator R^2 foi igual a $0,9749$ para o modelo sugerido, significando uma representabilidade satisfatória dos dados experimentais. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo III.

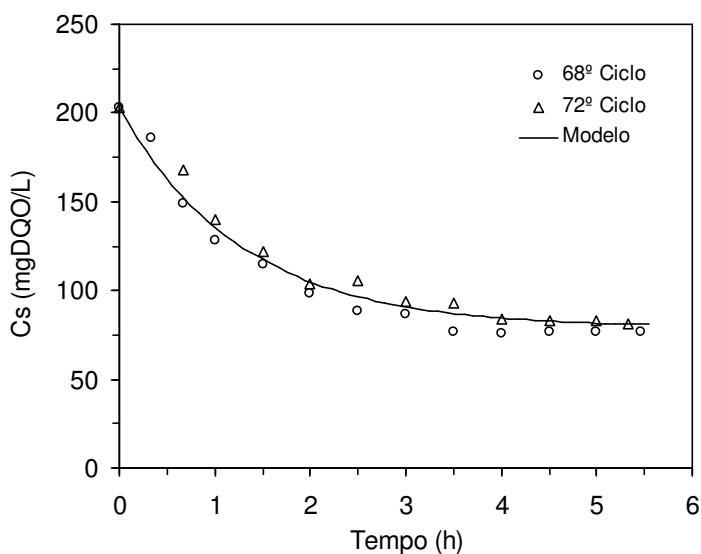


Figura 5.38 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 15°C e 500 mgDQO/L

Os valores médios dos perfis de concentração de ácidos voláteis totais, de alcalinidade a bicarbonato e de pH são mostrados nas Figuras 5.39 a 5.41. Os valores experimentais desses perfis, obtidos em duplicata, ao longo do 60º e 64º ciclos estão contidos no Anexo III.

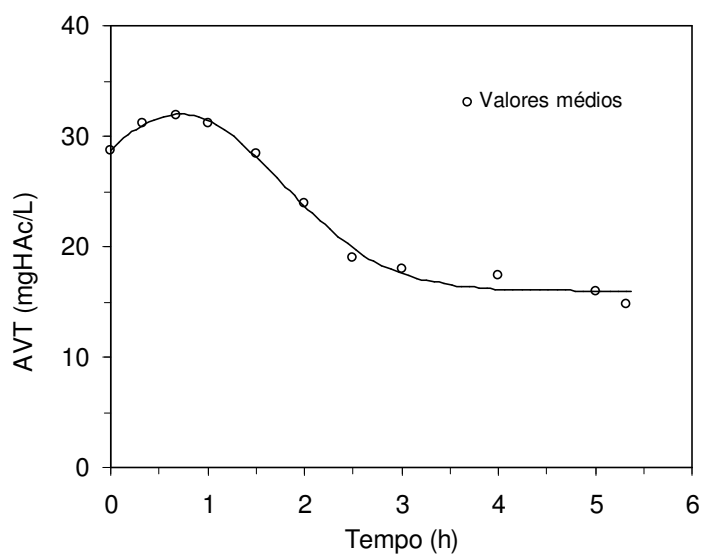


Figura 5.39 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

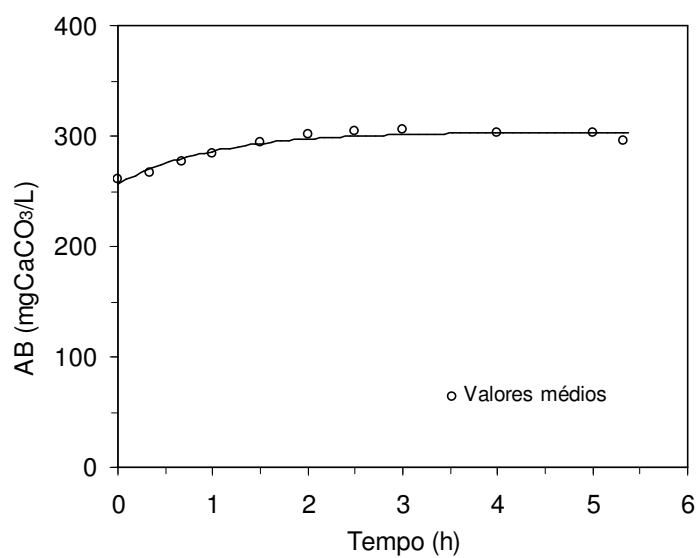


Figura 5.40 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

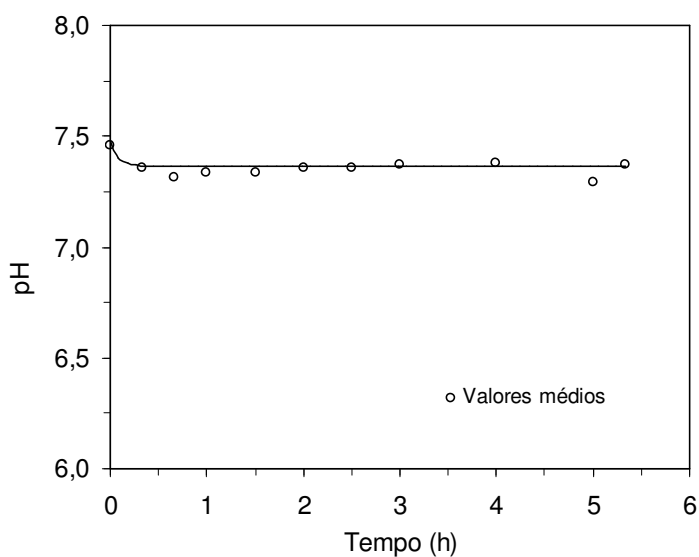


Figura 5.41 – Perfil da variação de pH na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

O valor máximo médio de AVT obtido por análise titulométrica ocorreu em 40 minutos, atingindo o valor de 31,9 mgHAc/L, com residual médio de 18,0 mg/L a partir de 180 minutos do início do ciclo (Figura 5.39). Na análise pelo método cromatográfico, ao longo do 72º ciclo, obteve-se 6,21 mg/L e 5,96 mg/L de ácido propiônico, em 60 e 90 minutos a partir do início do ciclo, respectivamente.

A diferença de valores de concentração dos ácidos voláteis, pelas duas metodologias de análise utilizadas, pode ter sido ocasionada pela não detecção de algum ácido na análise cromatográfica ou por algum composto (como, por exemplo, sais ácidos ou de caráter ácido) ter sido titulado como ácidos voláteis na análise titulométrica. Além disso, é possível observar, a partir da Figura 5.40, que houve geração de alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo de operação. Os valores de pH mantiveram-se em torno de 7,0, conforme se observa na Figura 5.41.

Nas Figuras 5.42 e 5.43 são mostrados os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico. Os valores experimentais, obtidos ao longo do 76º ciclo, estão contidos no Anexo III. A composição do biogás gerado no final do ciclo foi de, aproximadamente, 50% metano (CH_4) e 50% gás carbônico (CO_2). A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

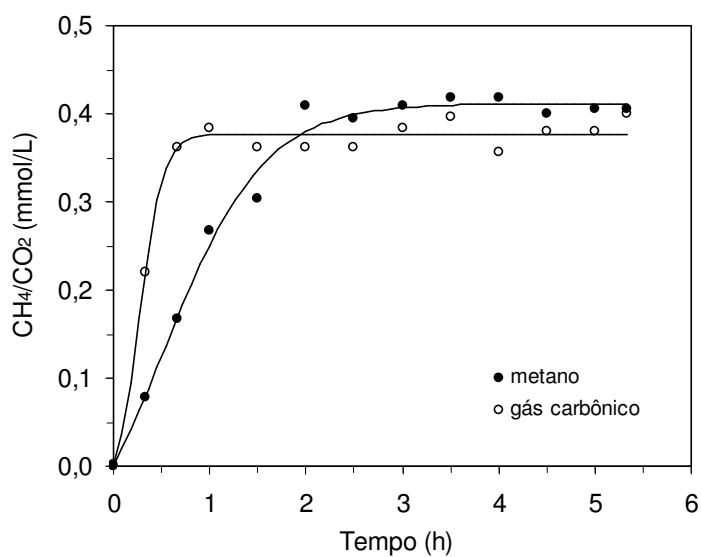


Figura 5.42 - Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 15°C e 500 mgDQO/L

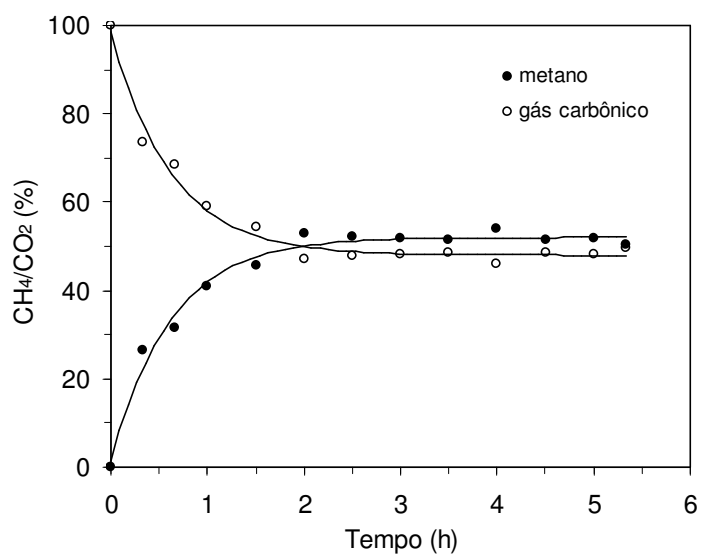


Figura 5.43 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

Com relação ao perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo foi possível observar que a partir de 4,5 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual cujo valor permaneceu aproximadamente constante ($C_{SR} = 79,2$ mgDQO/L) até o final do ciclo, ou seja, por 1,5 horas. Comparando-se os resultados dos perfis desta condição com os das condições de operação a

500 mgDQO/L nas temperaturas de 25°C e 20°C, observa-se que houve diminuição no parâmetro cinético de primeira ordem ($k = 1,54 \text{ h}^{-1}$ e $C_{SR} = 94,3 \text{ mgDQO/L}$ para 25°C e 500 mgDQO/L; $k = 0,87 \text{ h}^{-1}$ e $C_{SR} = 93,0 \text{ mgDQO/L}$ para 20°C e 500 mgDQO/L; $k = 0,79 \text{ h}^{-1}$ e $C_{SR} = 79,2 \text{ mgDQO/L}$ para 15°C e 500 mgDQO/L).

Para a condição seguinte de operação, manteve-se a temperatura em 15°C e aumentou-se a concentração de matéria orgânica para 1000 mgDQO/L, conforme será apresentado a seguir.

5.7. Operação do ASBR a 15°C e 1000 mgDQO/L

Nesta condição, o reator foi operado em batelada sequencial, tratando esgoto sintético, com concentração de 1000 mgDQO/L e temperatura de 15°C, em ciclos de 6 horas, durante 30 dias (120 ciclos). Os resultados desta operação são mostrados na Tabela 5.7 e nas Figuras 5.44 e 5.45. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II.

Tabela 5.7 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

Parâmetro	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	953 ± 28 (18)	249 ± 35 (19)
ϵ_T (%)	-	74 ± 4 (19)
C_{SS} (mgDQO/L)	-	203 ± 24 (19)
ϵ_S (%)	-	79 ± 3 (19)
AVT (mgHAc/L)	42 ± 9 (11)	40 ± 10 (11)
AB (mgCaCO ₃ /L)	176 ± 29 (11)	332 ± 34 (11)
pH	$8,5 \pm 0,4$ (11)	$7,1 \pm 0,4$ (11)
Volume (L)	$1,27 \pm 0,04$ (23)	$1,27 \pm 0,04$ (19)
ST (mg/L)	1883 ± 243 (6)	1357 ± 135 (6)
SVT (mg/L)	990 ± 193 (6)	442 ± 57 (6)
SST (mg/L)	53 ± 26 (6)	71 ± 38 (6)
SSV (mg/L)	28 ± 8 (6)	48 ± 22 (6)
v_s (m/h)	$6,9 \pm 0,2$ (14)	
Cx (gSVT/L)	$11,58$ (1)	

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

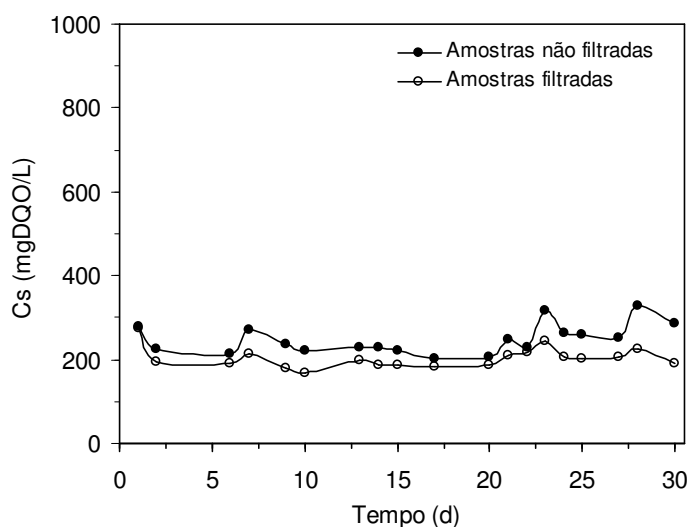


Figura 5.44 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

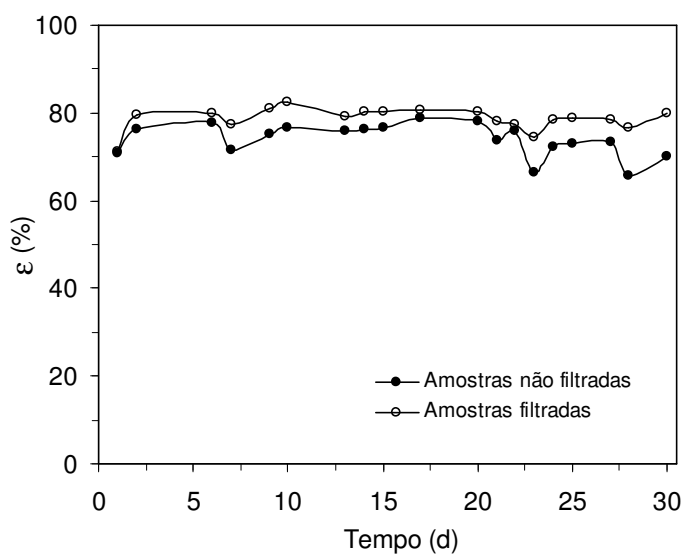


Figura 5.45 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

A análise da Tabela 5.7 e da Figura 5.44 permite verificar que uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica ($\epsilon_s = 79 \pm 3 \%$), em termos de amostras filtradas, foi atingida. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}) e as concentrações de sólidos suspensos e totais serem baixos. Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente; além disso, os valores da concentração dos ácidos voláteis totais

no efluente (AVT) foram baixos e os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema.

Observa-se, também, que houve uma pequena diminuição na eficiência de remoção do ASBR quando se aumentou a concentração de matéria orgânica para 1000 mgDQO/L, mantendo-se a temperatura em 15°C.

Atingida a estabilidade operacional do sistema, avaliada pelas concentrações de matéria orgânica, de ácidos voláteis e de alcalinidade a bicarbonato do efluente no final do ciclo, foi analisado o comportamento do sistema durante um ciclo operacional, por amostragens ao longo de uma batelada conforme mostrado a seguir.

5.7.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

A Figura 5.46 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo para a operação com concentração de esgoto sintético de 1000 mgDQO/L, ciclo de 6 horas, a 15°C. Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais obtidos no 92º e 96º ciclos, considerando-se as amostras filtradas. O valor do parâmetro cinético aparente (k) obtido foi $0,51 \text{ h}^{-1}$, sendo o valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) igual a 475,3 mgDQO/L (obtido do arredondamento do valor inicial de C_s) e o da concentração residual de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 211,2 mgDQO/L. O valor do fator R^2 foi igual a 0,9757 para o modelo sugerido, significando uma representabilidade satisfatória dos dados experimentais. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo III.

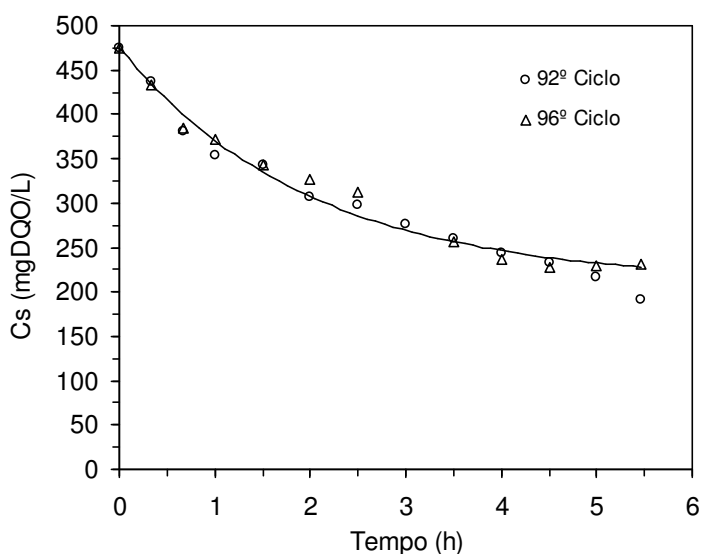


Figura 5.46 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

Os valores médios dos perfis de concentração de ácidos voláteis totais, obtidos em duplicata, ao longo do 80º e 84º ciclos, são mostrados na Figura 5.47. Na Figura 5.48 são mostrados os valores de concentração dos ácidos voláteis intermediários (propiónico, isobutírico, isovalérico e valérico), obtidos pelo método cromatográfico ao longo do 92º ciclo.

O valor máximo médio de AVT obtido por análise titulométrica ocorreu em 90 minutos, atingindo o valor de 76,6 mgHAc/L com residual médio de 29,3 mg/L no final do ciclo (Figura 5.47). A diferença de valores de concentração dos ácidos voláteis, pelas duas metodologias de análise utilizadas, pode ter sido ocasionada pela não detecção de algum ácido na análise cromatográfica ou por algum composto (como, por exemplo, sais ácidos ou de caráter ácido) ter sido titulado como ácidos voláteis na análise titulométrica.

As Figuras 5.49 e 5.50 apresentam os valores médios, obtidos em duplicata, ao longo do 80º e 84º ciclos, dos perfis de alcalinidade a bicarbonato e de pH, respectivamente. É possível observar que houve geração de alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo de operação. Os valores de pH mantiveram-se em torno de 7,0, conforme se observa na Figura 5.50.

Os valores experimentais de todos os perfis estão contidos no Anexo III.

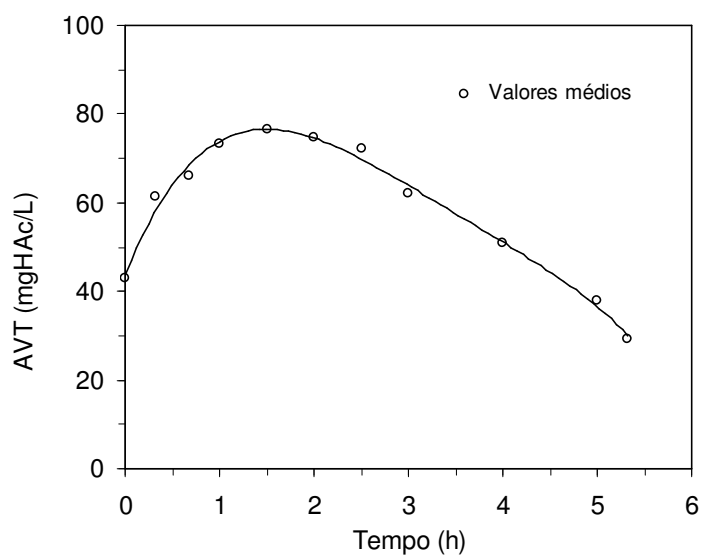


Figura 5.47 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

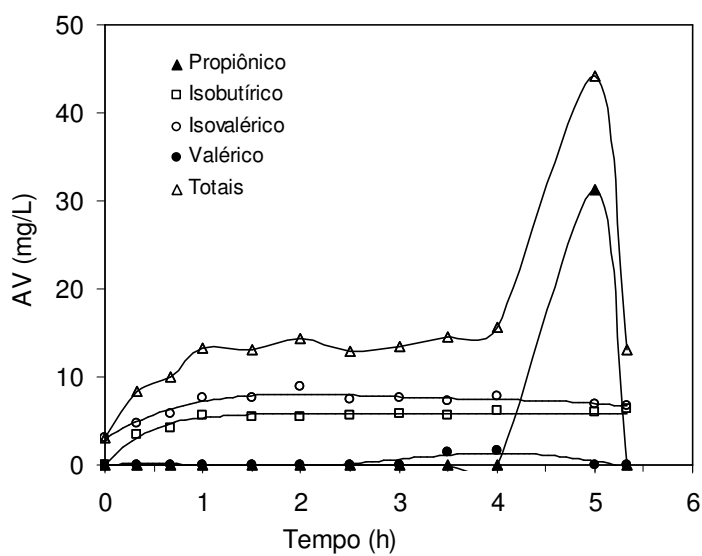


Figura 5.48 – Perfil da concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

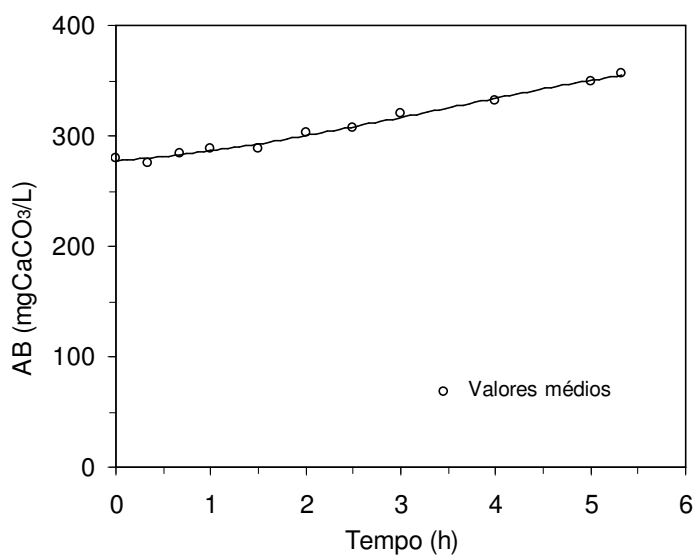


Figura 5.49 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

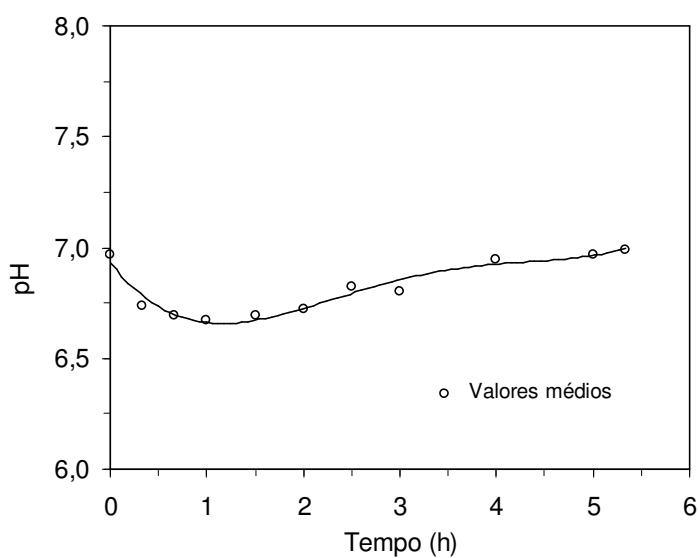


Figura 5.50 – Perfil da variação de pH na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

Nas Figuras 5.51 e 5.52 são mostrados os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico. Os valores experimentais, obtidos ao longo do 100º ciclo, estão contidos no Anexo III. A composição do biogás gerado no final do ciclo foi de, aproximadamente, 85% metano (CH₄) e 15% gás carbônico (CO₂). A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

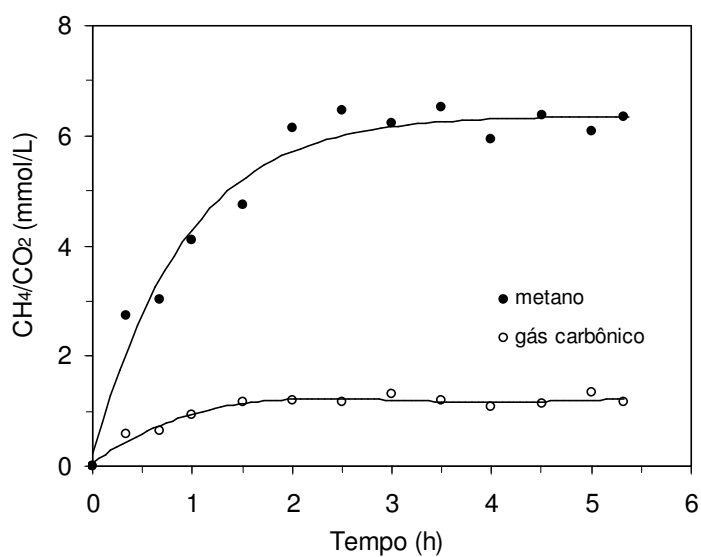


Figura 5.51 - Perfil da concentração de metano e de gás carbônico operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

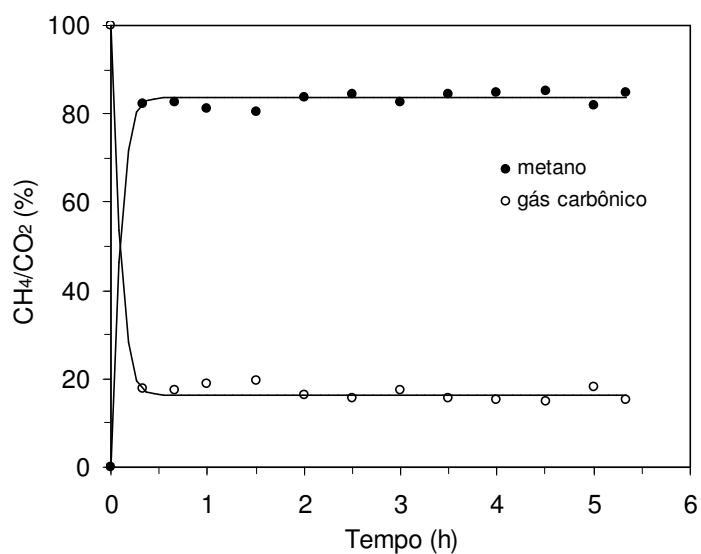


Figura 5.52 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

Com relação ao perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo foi possível observar que a concentração residual de substrato foi de $C_{SR} = 212$ mgDQO/L, após 5,5 horas do início do ciclo. A tendência do perfil sugere que este substrato residual poderia ser consumido caso houvesse aumento do tempo do ciclo. Tal fato não foi investigado nesse trabalho.

Comparando-se os resultados dos perfis desta condição com os das condições anteriores, observa-se que houve diminuição no parâmetro cinético de primeira ordem ($k = 1,36 \text{ h}^{-1}$ e $C_{SR} = 169,1 \text{ mgDQO/L}$ para 25°C e 1000 mgDQO/L ; $k = 0,55 \text{ h}^{-1}$ e $C_{SR} = 127,9 \text{ mgDQO/L}$ para 20°C e 1000 mgDQO/L ; $k = 0,51 \text{ h}^{-1}$ e $C_{SR} = 212 \text{ mgDQO/L}$ para 15°C e 1000 mgDQO/L).

A seguir é feita uma análise geral de todos os resultados obtidos no ASBR com recirculação da fase líquida e biomassa granulada submetido à variação da temperatura e da concentração do afluente.

5.8. Estabilidade e Eficiência do Sistema Submetido a Diferentes Condições de Operação

O reator anaeróbio operado em batelada seqüencial, contendo biomassa granulada, tratando água residuária sintética foi submetido a sete diferentes condições experimentais. Na *Condição I*, o sistema foi operado a 30°C com concentração de matéria orgânica afluente de 500 mgDQO/L por 7 dias (28 ciclos). Na *Condição II*, o sistema foi operado a 25°C com concentração de matéria orgânica 500 mgDQO/L por 28 dias (112 ciclos). Na *Condição III*, o sistema foi operado a 25°C com concentração de matéria orgânica 1000 mgDQO/L por 41 dias (164 ciclos). Na *Condição IV*, o sistema foi operado a 20°C com concentração de matéria orgânica de 500 mgDQO/L por 46 dias (184 ciclos). Na *Condição V*, o sistema foi operado a 20°C com concentração de matéria orgânica de 1000 mgDQO/L por 28 dias (112 ciclos). Na *Condição VI*, o sistema foi operado a 15°C com concentração de matéria orgânica de 500 mgDQO/L por 29 dias (116 ciclos). Na *Condição VII*, o sistema foi operado a 15°C com concentração de matéria orgânica de 1000 mgDQO/L por 30 dias (120 ciclos).

As Tabelas 5.8 a 5.12 mostram os valores médios das principais variáveis monitoradas e a Figura 5.53 apresenta a eficiência de remoção de matéria orgânica para todas as condições implementadas. Nas Tabelas, C_{AF} é a concentração do afluente, C_{ST} é a concentração do efluente não filtrado, C_{SS} é a concentração do efluente filtrado, ε_T e ε_S são as eficiências de remoção de substrato não filtrado e filtrado, AB é a alcalinidade a bicarbonato, AVT é a concentração de ácidos voláteis totais, ST é a concentração de sólidos totais, SVT é a concentração de sólidos voláteis totais, SST é a concentração de sólidos solúveis totais, SSV é a concentração de sólidos solúveis.

Observa-se, na Figura 5.53, que o ASBR operou de forma estável e eficiente durante os 209 dias. Não houve diminuição na eficiência de remoção de matéria orgânica, em termos de

amostras filtradas, quando se compara a condição padrão (*Condição I*) e as *Condições II, III, IV, V e VI*. Quando esta comparação é feita para a *Condição VII*, observa-se que houve diminuição na eficiência de remoção de 82%, na *Condição I*, para 79%, na *Condição VII*, na qual a temperatura foi diminuída em 15°C e a concentração de matéria orgânica foi duplicada em relação à *Condição I*.

Tabela 5.8 – Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente

Condição	C _{AF} (mgDQO/L)	C _{ST} (mgDQO/L)	ε _T (%)	C _{SS} (mgDQO/L)	ε _S (%)
<i>I</i>	557 ± 55 (5)	131 ± 18 (5)	77 ± 3 (5)	102 ± 16 (5)	82 ± 3 (5)
<i>II</i>	520 ± 40 (12)	125 ± 19 (16)	76 ± 4 (16)	97 ± 10 (16)	82 ± 2 (16)
<i>III</i>	1002 ± 68 (26)	210 ± 31 (24)	79 ± 3 (24)	176 ± 20 (24)	82 ± 2 (24)
<i>IV</i>	551 ± 48 (27)	138 ± 24 (20)	75 ± 4 (20)	104 ± 12 (20)	81 ± 2 (20)
<i>V</i>	1028 ± 78 (16)	190 ± 31 (21)	82 ± 3 (21)	146 ± 24 (21)	86 ± 2 (21)
<i>VI</i>	511 ± 31 (19)	110 ± 19 (21)	79 ± 4 (21)	79 ± 9 (21)	84 ± 2 (21)
<i>VII</i>	953 ± 28 (18)	249 ± 35 (19)	74 ± 4 (19)	203 ± 24 (19)	79 ± 3 (19)

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

Tabela 5.9 – Valores médios de AB, AVT e pH monitorados no afluente

Condição	AB (mgCaCO ₃ /L)	AVT (mgHAc/L)	pH
<i>I</i>	179 ± 7 (4)	32 ± 7 (4)	8,5 ± 0,3 (4)
<i>II</i>	184 ± 28 (12)	49 ± 19 (12)	8,3 ± 0,3 (12)
<i>III</i>	187 ± 15 (12)	38 ± 10 (12)	8,5 ± 0,3 (13)
<i>IV</i>	190 ± 17 (19)	31 ± 9 (19)	8,7 ± 0,3 (19)
<i>V</i>	198 ± 28 (17)	50 ± 7 (17)	8,6 ± 0,3 (17)
<i>VI</i>	188 ± 15 (13)	43 ± 8 (13)	8,9 ± 0,2 (13)
<i>VII</i>	176 ± 29 (11)	42 ± 9 (11)	8,5 ± 0,4 (11)

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

Tabela 5.10 – Valores médios de AB, AVT e pH monitorados no efluente

Condição	AB (mgCaCO ₃ /L)	AVT (mgHAc/L)	pH
<i>I</i>	264 ± 13 (5)	19 ± 6 (5)	7,5 ± 0,1 (5)
<i>II</i>	244 ± 35 (15)	24 ± 10 (15)	7,4 ± 0,3 (15)
<i>III</i>	352 ± 32 (16)	20 ± 8 (16)	7,2 ± 0,3 (16)
<i>IV</i>	282 ± 29 (18)	17 ± 5 (18)	7,4 ± 0,2 (18)
<i>V</i>	367 ± 16 (16)	21 ± 7 (16)	7,3 ± 0,1 (16)
<i>VI</i>	273 ± 20 (13)	24 ± 6 (13)	7,5 ± 0,1 (13)
<i>VII</i>	332 ± 34 (11)	40 ± 10 (11)	7,1 ± 0,4 (11)

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

Tabela 5.11 – Valores médios das concentrações de sólidos monitoradas no afluente

Condição	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
<i>II</i>	1150 ± 100 (5)	598 ± 27 (5)	35 ± 24 (5)	22 ± 12 (5)
<i>III</i>	1810 ± 141 (4)	1015 ± 115 (4)	81 ± 48 (4)	21 ± 9 (4)
<i>IV</i>	1276 ± 160 (5)	698 ± 77 (5)	38 ± 13 (5)	22 ± 7 (5)
<i>V</i>	1850 ± 99 (5)	1007 ± 70 (5)	50 ± 26 (5)	23 ± 11 (5)
<i>VI</i>	1264 ± 44 (5)	757 ± 42 (5)	43 ± 10 (5)	29 ± 9 (5)
<i>VII</i>	1883 ± 243 (6)	990 ± 193 (6)	53 ± 26 (6)	28 ± 8 (6)

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

Tabela 5.12 – Valores médios das concentrações de sólidos monitoradas no efluente

Condição	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
<i>II</i>	900 ± 62 (4)	412 ± 39 (4)	49 ± 9 (4)	40 ± 14 (4)
<i>III</i>	1355 ± 117 (5)	472 ± 37 (5)	66 ± 31 (5)	37 ± 9 (5)
<i>IV</i>	859 ± 88 (6)	327 ± 102 (6)	74 ± 25 (6)	48 ± 27 (6)
<i>V</i>	1124 ± 89 (5)	313 ± 81 (5)	70 ± 23 (5)	42 ± 17 (5)
<i>VI</i>	868 ± 32 (6)	343 ± 34 (6)	49 ± 5 (6)	24 ± 7 (6)
<i>VII</i>	1357 ± 135 (6)	442 ± 57 (6)	71 ± 38 (6)	48 ± 22 (6)

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

Com relação à concentração de ácidos voláteis, observa-se que os valores foram sempre inferiores no efluente, indicando que houve consumo dos mesmos. Comparando-se os valores de alcalinidade a bicarbonato observa-se que houve geração de alcalinidade em relação ao afluente, indicando que a conversão por vias anaeróbias ocorreu conforme o esperado. Os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos da neutralidade, o que é favorável ao metabolismo anaeróbio.

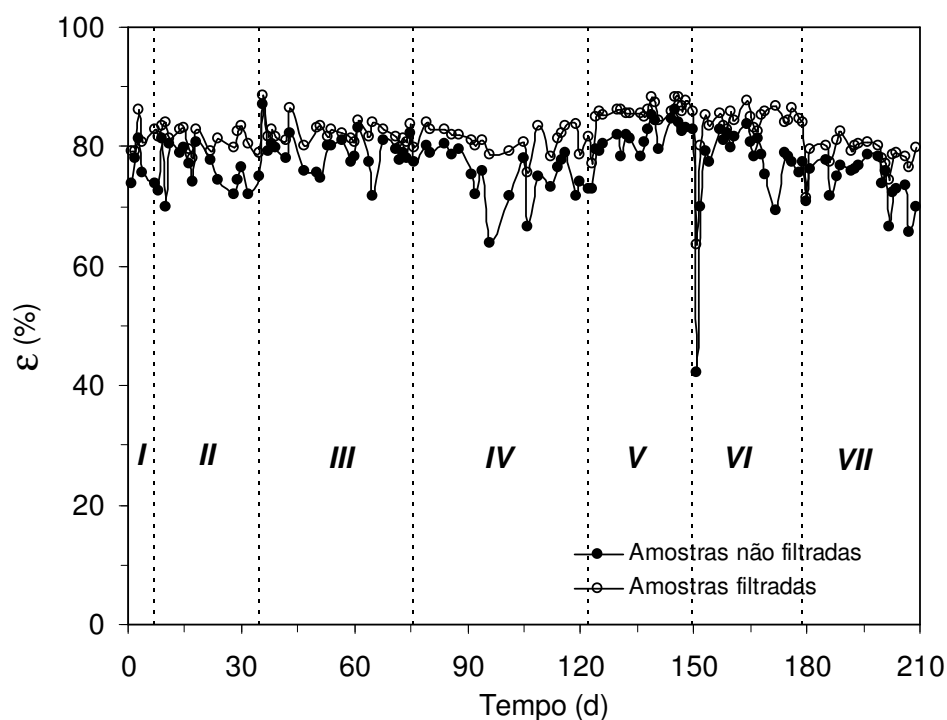


Figura 5.53 – Eficiência de remoção de matéria orgânica nas *Condições I a VII*

Na Figura 5.54 são apresentados os perfis de concentração de matéria orgânica para amostras filtradas relativas às *Condições II, IV e VI*, assim como na Figura 5.55 são apresentadas esses mesmos perfis para as *Condições III, V e VII*.

Para as *Condições II, IV e VI*, o valor da concentração residual de matéria orgânica variou de 79,2 a 95 mgDQO/L. Enquanto que para as *Condições III, V e VII* este valor variou de 127,9 a 212,0 mgDQO/L, isto é, 1,6 a 2,7 superior aos das *Condições II, IV e VI*.

O valor do parâmetro cinético de primeira ordem (k) para as condições em que a concentração de matéria orgânica foi de 500 mgDQO/L foi de 1,54; 0,87 e 0,79 h^{-1} , para as *Condições II, IV, VI*, respectivamente. Já nas condições em que a concentração de matéria orgânica foi de 1000 mgDQO/L, o valor deste parâmetro foi de 1,36, 0,55 e 0,51 h^{-1} , que corresponde às *Condições III, V e VII*.

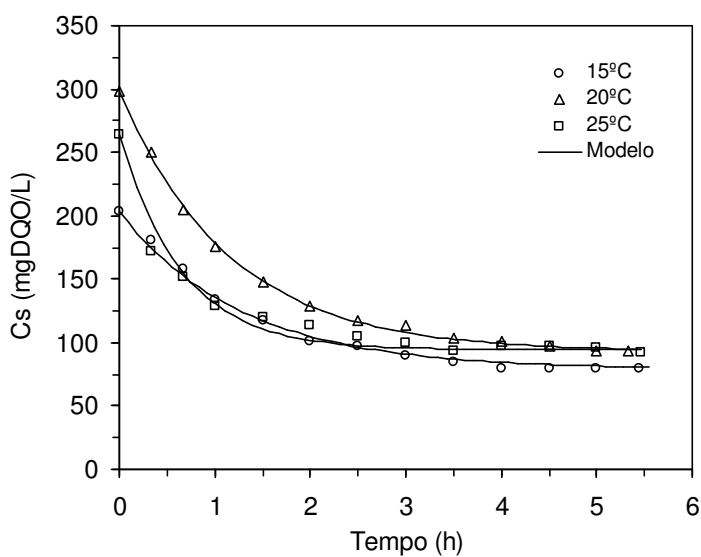


Figura 5.54 – Perfis de concentração de matéria orgânica nas *Condições II, IV e VI*

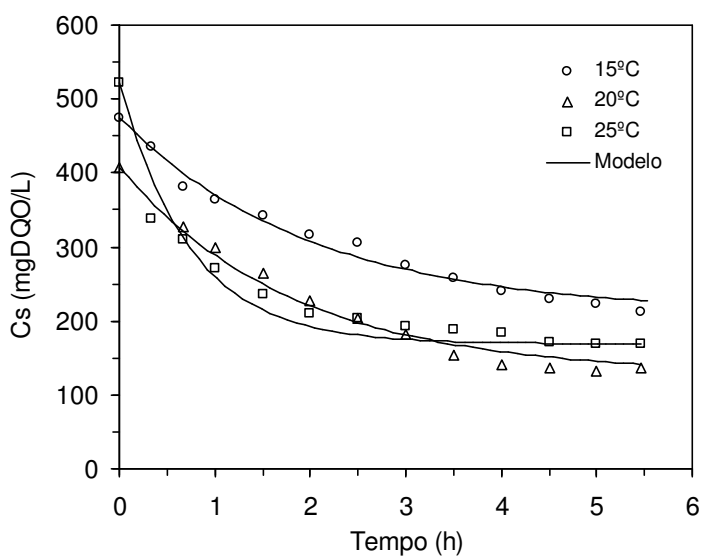


Figura 5.55 – Perfis de concentração de matéria orgânica nas *Condições III, V e VII*

Com relação aos perfis de concentração de ácidos voláteis totais mostrados nas Figuras 5.56 e 5.57, verifica-se um comportamento bastante semelhante para todas as condições implementadas. Houve um acúmulo inicial, devido à acidogênese, e a seguir o consumo destes ácidos, devido à metanogênese. Para as *Condições II, III, IV, V e VI*, o acúmulo ocorreu até, aproximadamente, 40 minutos do início do ciclo e o consumo dos ácidos até, aproximadamente, 3 horas do início do ciclo. Após este período, restou apenas uma

concentração residual de AVT até o final da batelada. Para a *Condição VII*, o acúmulo ocorreu até, aproximadamente, 90 minutos do início do ciclo e o tempo do ciclo parece não ter sido suficiente para o consumo dos mesmos.

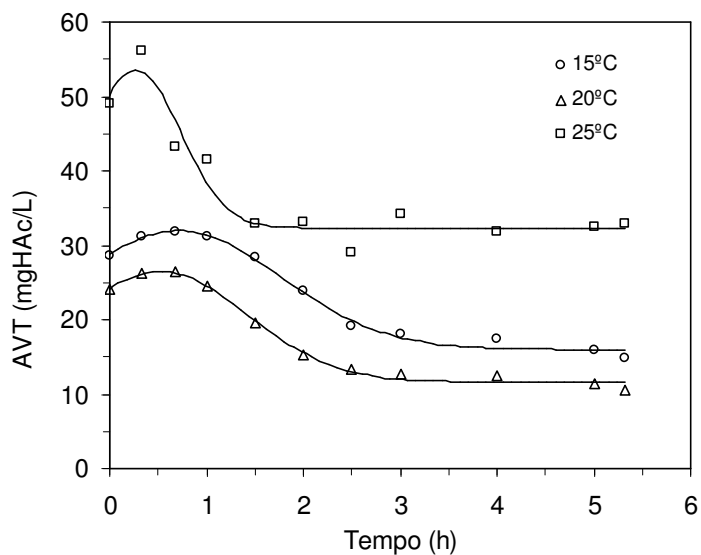


Figura 5.56 – Perfis de concentração de ácidos voláteis totais nas *Condições II, IV e VI*

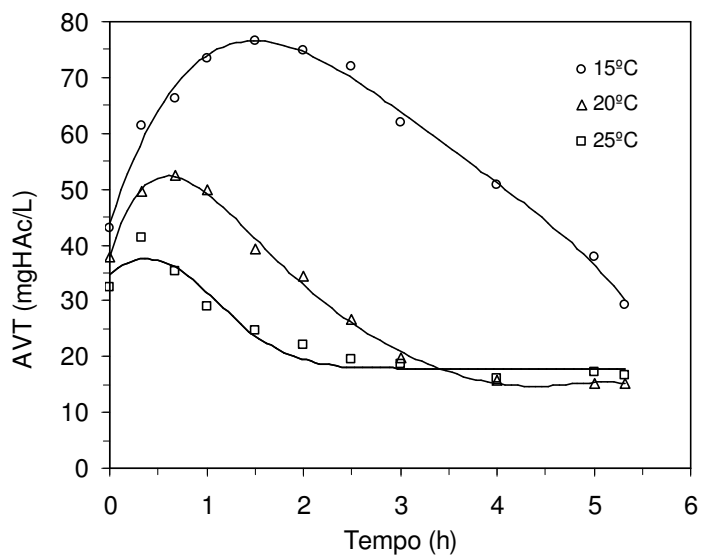


Figura 5.57 – Perfis de concentração de ácidos voláteis totais nas *Condições III, V e VII*

Com relação aos perfis alcalinidade a bicarbonato mostrados nas Figuras 5.58 e 5.59, verifica-se que houve geração da mesma em todas as condições.

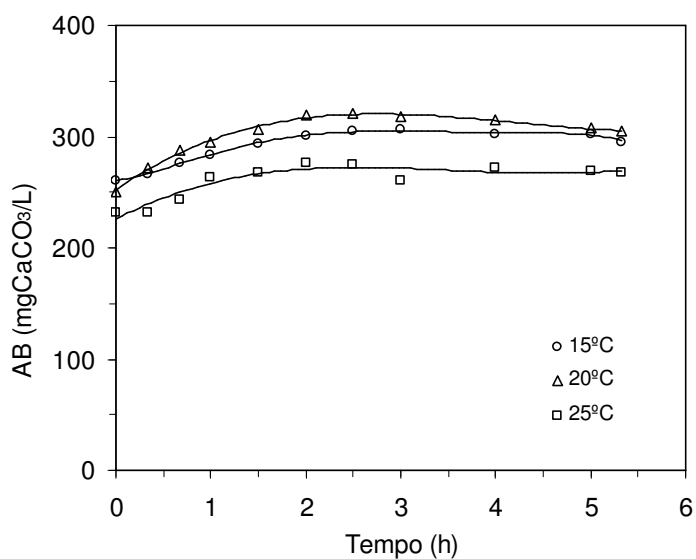


Figura 5.58 – Perfis de alcalinidade a bicarbonato nas *Condições II, IV e VI*

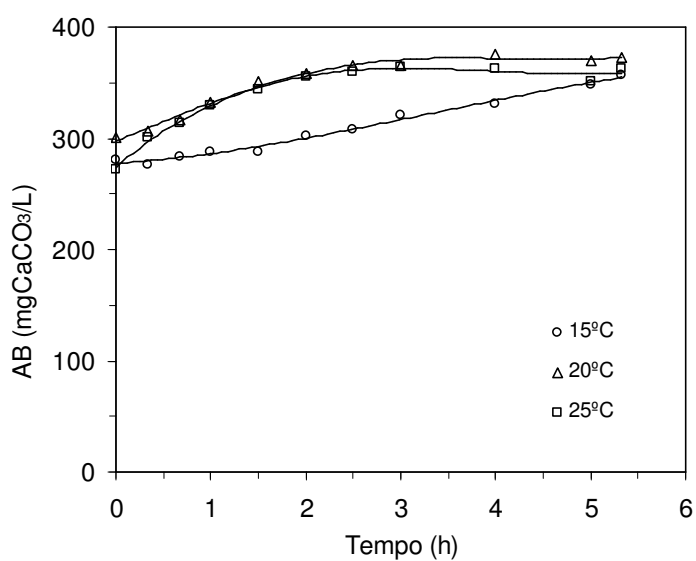


Figura 5.59 – Perfis de alcalinidade a bicarbonato nas *Condições III, V e VII*

Com relação aos perfis de variação do pH, mostrados nas Figuras 5.60 e 5.61, verifica-se um comportamento bastante semelhante para todas as condições implementadas. Há uma diminuição nos valores de pH (Figura 5.61) devido ao acúmulo inicial de ácidos voláteis e, a seguir, um aumento nos valores de pH, devido ao consumo dos mesmos (o que caracteriza o metabolismo intermediário).

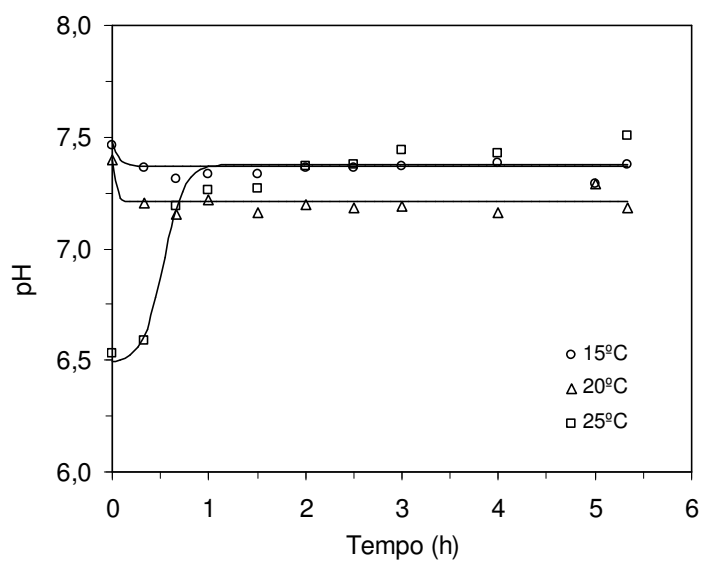


Figura 5.60 – Perfis de variação de pH nas *Condições II, IV e VI*

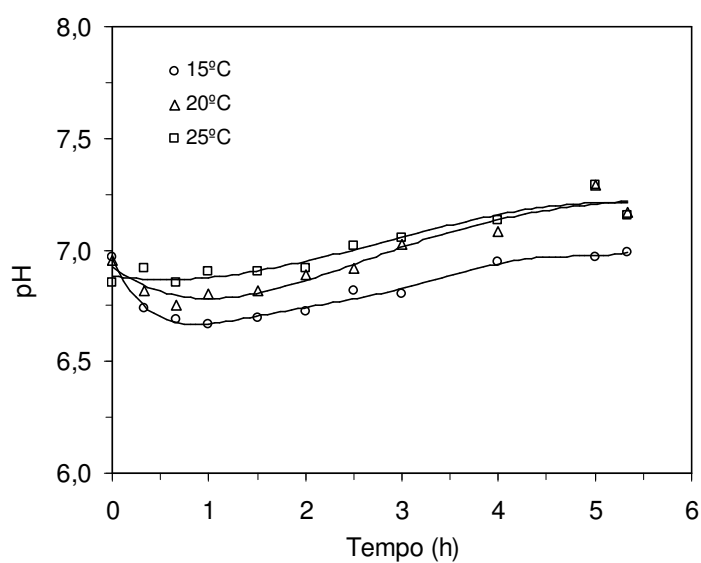


Figura 5.61 – Perfis de variação de pH nas *Condições III, V e VII*

As Figuras 5.62 a 5.69 apresentam os perfis da concentração e da fração molar de metano e gás carbônico para todas as condições de operação. Observa-se que a formação do metano é mais intensa no início e diminui ao longo do ciclo (típico comportamento de um metabólito final), já que o mesmo é um dos gases gerados ao final do processo.

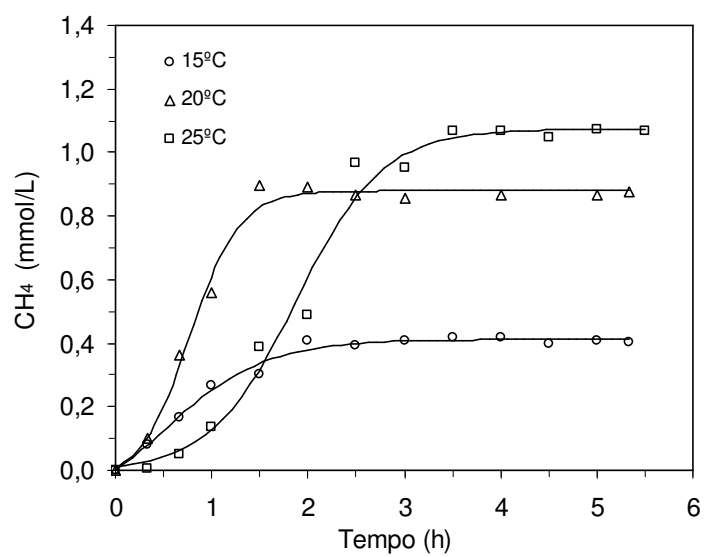


Figura 5.62 – Perfis de concentração de metano nas *Condições II, IV e VI*

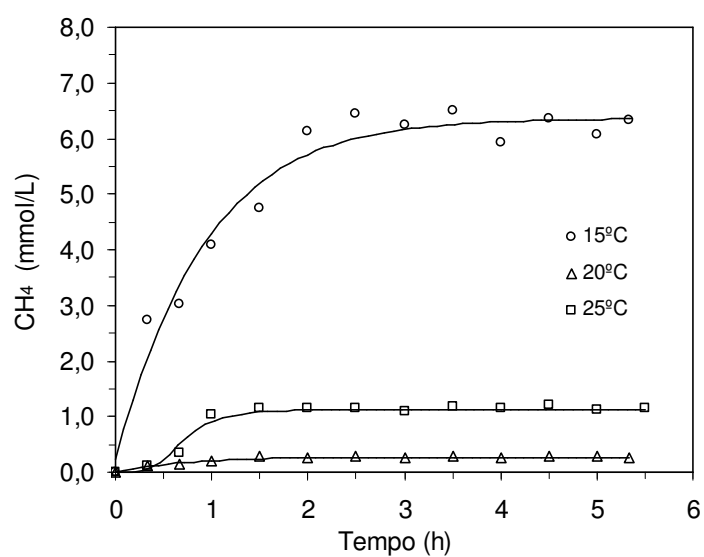


Figura 5.63 – Perfis de concentração de metano nas *Condições III, V e VII*

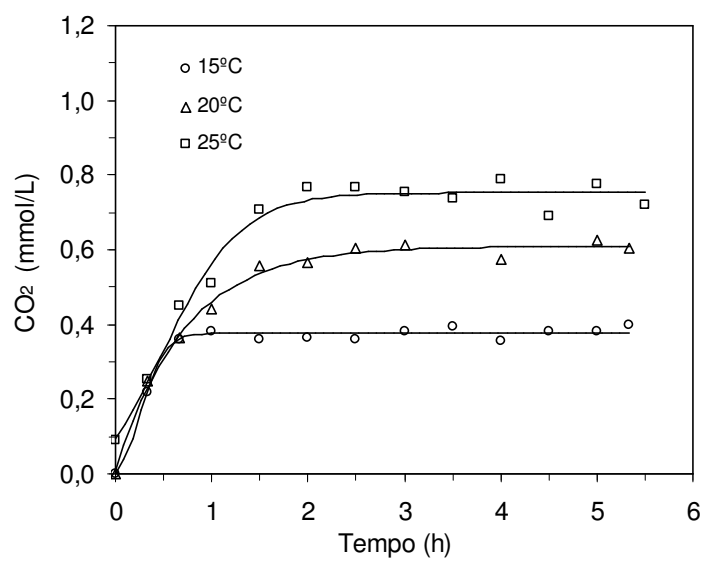


Figura 5.64 – Perfis de concentração de gás carbônico nas *Condições II, IV e VI*

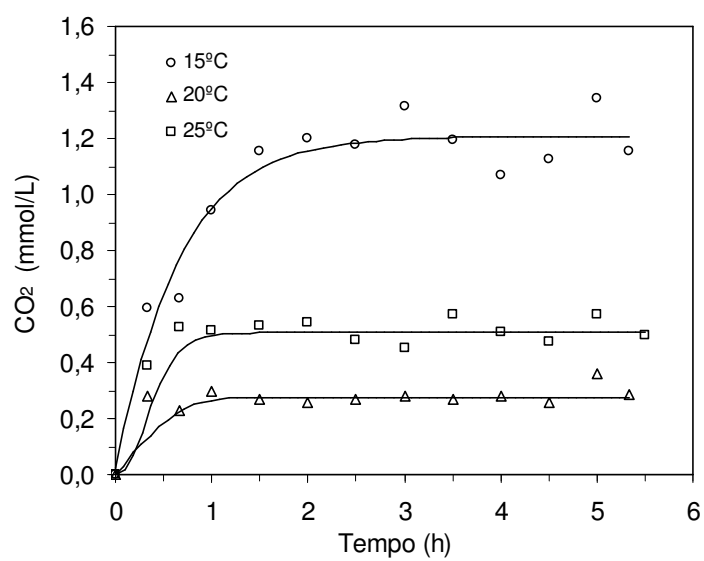


Figura 5.65 – Perfis de concentração de gás carbônico nas *Condições III, V e VII*

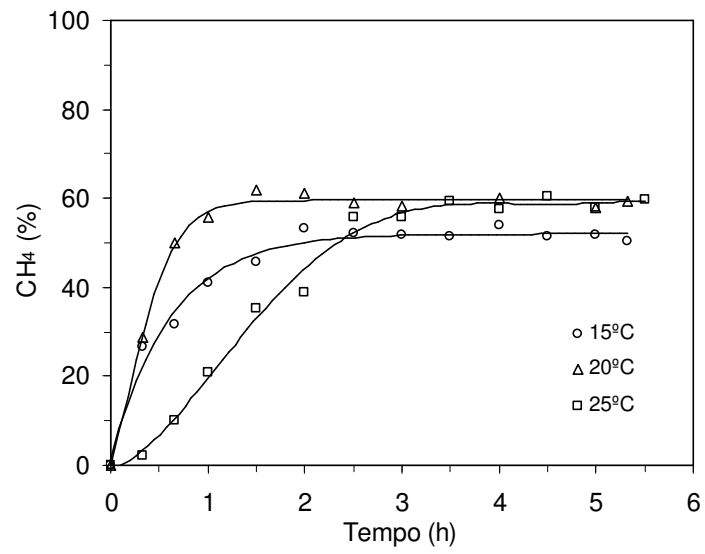


Figura 5.66 – Perfis da fração molar de metano nas *Condições II, IV e VI*

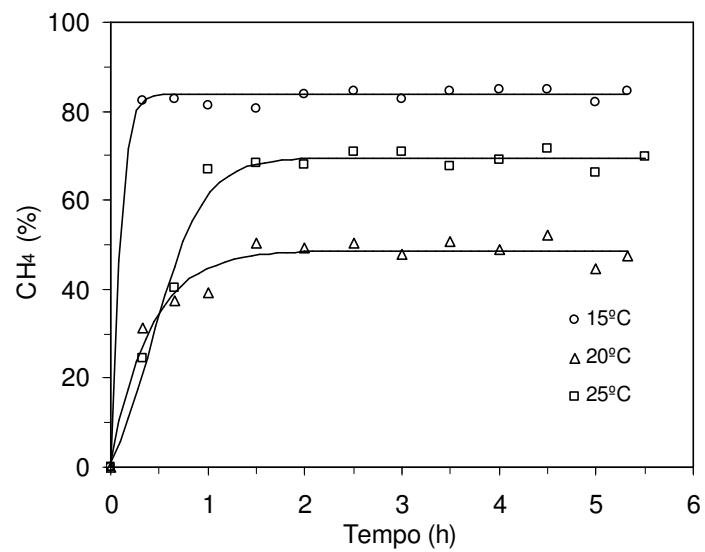


Figura 5.67 – Perfis da fração molar de metano nas *Condições III, V e VII*

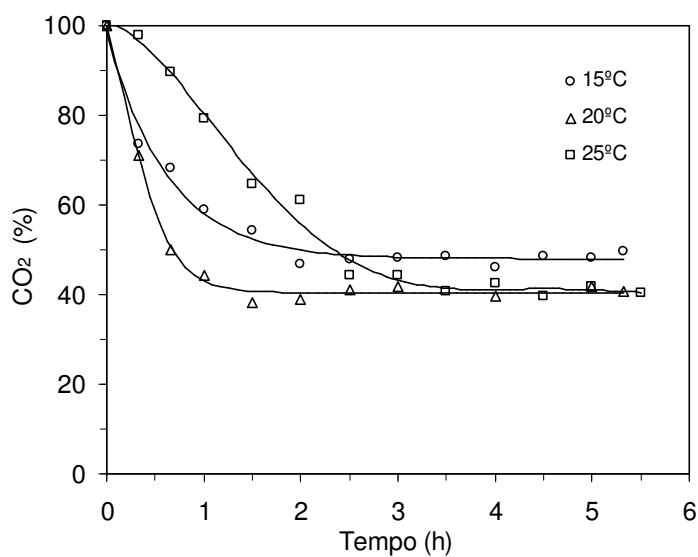


Figura 5.68 – Perfis da fração molar de gás carbônico nas *Condições II, IV e VI*

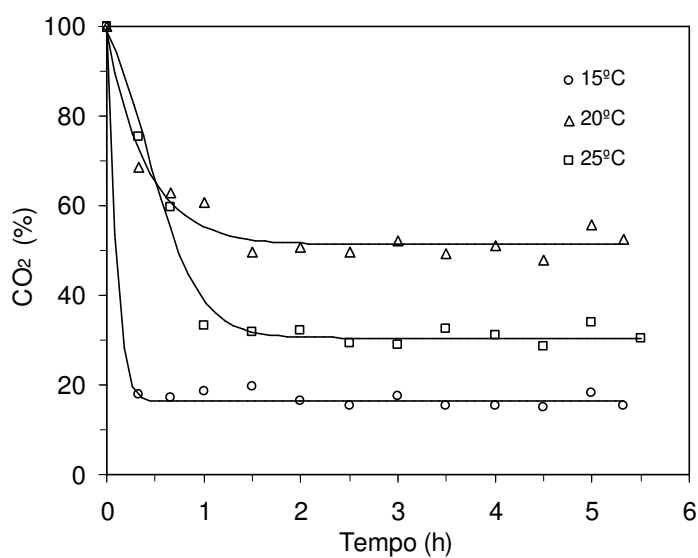


Figura 5.69 – Perfis da fração molar de gás carbônico nas *Condições III, V e VII*

A Tabela 5.13 apresenta os valores de concentração inicial de matéria orgânica (C_{S0}), concentração residual de matéria orgânica (C_{SR}), eficiência de remoção de matéria orgânica (ϵ) e o parâmetro cinético aparente (k) obtido do ajuste de um modelo cinético de primeira ordem aos valores experimentais, com o respectivo valor do quadrado do coeficiente de correlação (R^2), para a operação do ASBR nas diferentes condições implementadas.

Tabela 5.13 – Resumo dos ensaios realizados

<i>Condição</i>	C_{AF} (mgDQO/L)	C_{S0} (mgDQO/L)	C_{SR} (mgDQO/L)	ϵ (%)	k (h ⁻¹)	R^2
<i>II</i>	520 ± 40 (12)	264,5	94,3	82 ± 2 (16)	1,54	0,9352
<i>III</i>	1002 ± 68 (26)	522,8	169,1	82 ± 2 (24)	1,36	0,9336
<i>IV</i>	551 ± 48 (27)	298,3	93,0	81 ± 2 (20)	0,87	0,9883
<i>V</i>	1028 ± 78 (16)	407,7	127,9	86 ± 2 (21)	0,55	0,9798
<i>VI</i>	511 ± 31 (19)	203,1	79,2	84 ± 2 (21)	0,79	0,9749
<i>VII</i>	953 ± 28 (18)	475,3	212,0	79 ± 3 (19)	0,51	0,9757

Na Figura 5.70 apresentam-se os perfis de variação do parâmetro cinético aparente não específico (k), para o ASBR submetido à variação de concentração do afluente (500 e 1000 mgDQO/L) e diferentes temperaturas de operação: 15, 20, 25 e 30°C.

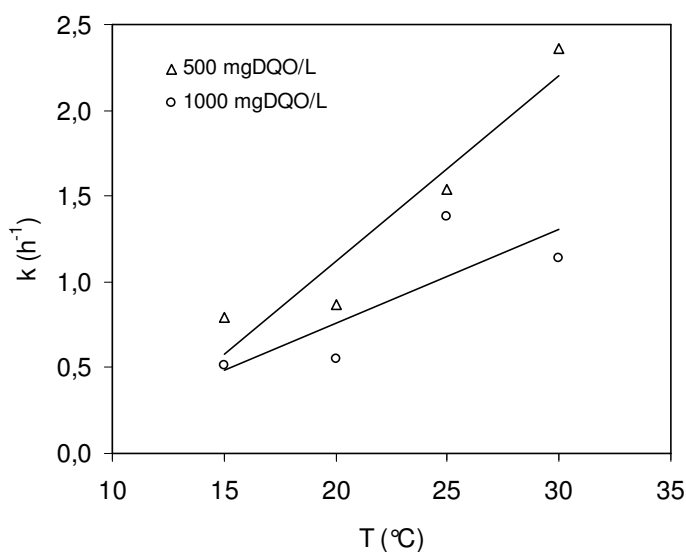


Figura 5.70 – Variação do parâmetro cinético aparente de primeira ordem (k) para o ASBR submetido à variação de concentração de afluente e diferentes temperaturas de operação: 15, 20, 25 e 30°C

Prosseguindo com a análise da influência da temperatura na velocidade de remoção da matéria orgânica no ASBR com recirculação da fase líquida, aplicou-se a lei de Arrhenius (Equação 4.11) aos valores experimentais obtidos na operação do ASBR. Para tanto, foi necessário obter os valores apresentados na Tabela 5.14. Nesta, são apresentados os valores do

parâmetro cinético não-específico de primeira ordem (k), juntamente com os valores correspondentes de temperatura absoluta (T), os valores da concentração da biomassa no reator (C_x), os valores do parâmetro cinético específico de primeira ordem, k' , o logaritmo natural de k' ($\ln k'$), os quais resultaram nos perfis da linearização da Equação de Arrhenius apresentados na Figura 5.71, para as condições com concentração de afluente de 500 e 1000 mgDQO/L.

Além disso, a Tabela 5.14 apresenta também os valores obtidos por Agibert *et al.* (2007), para a operação de um ASBBR submetido a diferentes temperaturas de operação (15, 20, 25, 30 e 35°C) e concentração do afluente de 500 mgDQO/L. A utilização de tais valores permitiu obter os perfis apresentados na Figura 5.72, na qual foram comparados os resultados obtidos neste trabalho (ASBR) e os obtidos por Agibert *et al.* (2007) (ASBBR).

Tabela 5.14 – Parâmetro cinético específico de primeira ordem (k') para o ASBR e ASBBR

	t (°C)	T (K)	1/T (K ⁻¹)	k (h ⁻¹)	C _x (gSVT/L)	k' (k/C _x) (L/gSVT.h)	- ln k'	k' calculado (L/gSVT.h)
ASBR 0,5 gDQO/L	15	288	0,00347	0,79	12,73	0,0621	2,77968	0,0556
	20	293	0,00341	0,87	11,90	0,0731	2,64580	0,0915
	25	298	0,00336	1,54	9,24	0,1667	1,79176	0,1482
	30*	303	0,00330	2,36	10,00	0,2360	1,44392	0,2363
ASBR 1,0 gDQO/L	15	288	0,00347	0,51	11,58	0,0440	3,12262	0,0391
	20	293	0,00341	0,55	12,64	0,0435	3,1347	0,0570
	25	298	0,00336	1,36	14,14	0,0976	2,32692	0,0821
	30*	303	0,00330	1,14	10,00	0,1140	2,17156	0,1169
ASBBR 0,5 gDQO/L	15	288	0,00347	0,46	26,00	0,0177	4,03463	0,0174
	20	293	0,00341	0,48	26,00	0,0185	3,99207	0,0206
	25	298	0,00336	0,70	26,00	0,0269	3,61477	0,0243
	30	303	0,00330	0,78	26,00	0,0300	3,50656	0,0285
	35	308	0,00325	0,81	26,00	0,0312	3,46882	0,0332

* Pinheiro (2006)

O valor do parâmetro cinético específico de primeira ordem (k') para as condições com 500 mgDQO/L foi de 0,1667; 0,0731 e 0,0621 L/gSVT.h, ou seja, para as *Condições II, IV, VI*, respectivamente. Já nas condições com 1000 mgDQO/L, o valor deste parâmetro foi de 0,0976; 0,0435 e 0,0440 L/gSVT.h, que corresponde às *Condições III, V e VII*.

Observa-se que houve diminuição no parâmetro cinético específico de primeira ordem (k') com o decréscimo de temperatura, mantendo-se a concentração do afluente em 500 mgDQO/L. Estes valores foram inferiores ao obtido por Pinheiro (2006) utilizando o

mesmo sistema, operado a 30°C com 500 mgDQO/L, para o qual um valor de $k' = 0,2360 \text{ L/gSVT.h}$ foi obtido. Este fato já era esperado, uma vez que um dos fatores que afetam o crescimento microbiano é a temperatura. A temperatura é um dos fatores mais importantes na seleção das espécies, uma vez que os microrganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna e, dessa forma, a temperatura no interior da célula é determinada pela temperatura ambiente. Além disso, a temperatura afeta os processos biológicos influenciando nas velocidades das reações enzimáticas, nas velocidades de difusão de substrato, no equilíbrio iônico e na solubilidade do substrato e lipídeos (Speece, 1996).

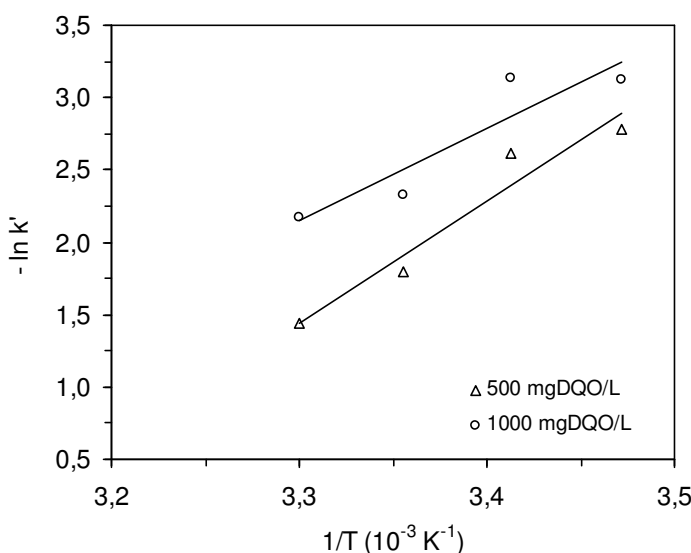


Figura 5.71 – Linearização da Equação de Arrhenius para obtenção dos parâmetros k_0 e E_a para o ASBR submetido à variação de concentração de afluente e diferentes temperaturas de operação: 15, 20, 25 e 30°C

Procedendo ao ajuste do modelo de Arrhenius aos valores experimentais, obtiveram-se os parâmetros apresentados na Tabela 5.15, na qual k_0 é o fator de frequência, E_a é a energia de ativação da reação e R^2 é o quadrado do coeficiente de correlação. Desta forma, as Equações 5.1 e 5.2 apresentam a relação entre o parâmetro cinético específico de primeira ordem (k') e a temperatura para o ASBR com recirculação da fase líquida, tratando esgoto sintético para concentração do afluente de 500 mgDQO/L e de 1000 mgDQO/L, respectivamente. Além disso, na Tabela 5.13 são apresentados os valores do parâmetro cinético específico ($k'_{\text{calculado}}$) calculado pelas Equações 5.1 e 5.2.

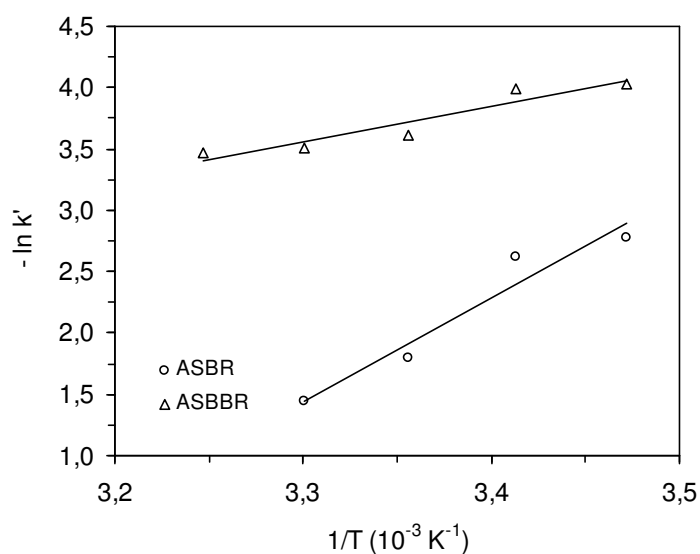


Figura 5.72 – Linearização da Equação de Arrhenius para obtenção dos parâmetros k_0 e E_a para o ASBBR e ASBR operado a diferentes temperaturas: 15, 20, 25, 30 e 35°C com concentração de afluente de 0,5 mgDQO/L

Tabela 5.15 – Valores de k_0 e E_a obtidos: um comparativo entre o presente trabalho (ASBR) e o trabalho de Agibert *et al.* (2007) (ASBBR)

	ASBR		ASBBR
C_{S0} (mgDQO/L)	500	1000	500
k_0 (L/gSVT.h)	$2,76 \cdot 10^{11}$	$1,62 \cdot 10^8$	$3,78 \cdot 10^2$
E_a (cal/mol)	16.729	12.673	5.715
R^2	0,9384	0,8502	0,8982

$$k = 2,76 \cdot 10^{11} \cdot e^{-16.729 / RT} \quad (5.1)$$

$$k = 1,62 \cdot 10^8 \cdot e^{-12.673 / RT} \quad (5.2)$$

Com relação ao efeito da concentração do afluente no ASBR com recirculação da fase líquida, observa-se que o aumento da concentração de 500 mgDQO/L (*Condições II, IV e VI*) para 1000 mgDQO/L (*Condições III, V e VII*) resultou em uma diminuição no valor de energia de ativação de $E_a = 16729$ cal/mol para $E_a = 12673$ cal/mol (Figura 5.71 e Tabela 5.15).

Conforme Fogler (1999), reações com elevadas energias de ativação são muito sensíveis à temperatura, enquanto que reações com baixas energias de ativação são relativamente insensíveis à temperatura. Desta forma, o tratamento de esgoto sintético no ASBR com recirculação da fase líquida com concentração de 500 mgDQO/L foi mais sensível a variações de temperatura do que o tratamento do mesmo resíduo, porém com concentração de 1000 mgDQO/L. Tal resultado é coerente, uma vez que, observando-se os perfis de concentração de matéria orgânica (Figura 5.54), observa-se que a partir de 4 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido. Desta forma, em cada ciclo, a biomassa permanecia, cerca de 2 horas, em condições de concentração de matéria orgânica baixa que, aliada à baixa temperatura, causavam um estresse maior na mesma, em relação à operação com 1000 mgDQO/L, tornando sua sensibilidade maior.

Com relação à influência do tipo de biomassa no ASBR, com 500 mgDQO/L, observa-se que a operação com biomassa granulada resultou em maior valor de energia de ativação ($E_a = 16729$ cal/mol, *Condições II, IV e VI*, Figura 5.72 e Tabela 5.15) que a operação com biomassa imobilizada, na qual, obteve-se um valor de $E_a = 5715$ cal/mol, (Agibert *et al.*, 2007). Desta forma, o tratamento de esgoto sintético no ASBR com biomassa granulada foi mais sensível a variações de temperatura que o tratamento, do mesmo resíduo, utilizando biomassa imobilizada (ASBBR). Tal resultado está de acordo com Vazzoller *et al.* (1999), que afirma que a imobilização da biomassa pode atuar também como forma de proteção extra contra fatores ambientais adversos e presença de compostos inibidores/tóxicos.

As Equações 5.1 e 5.2 são particularmente úteis no dimensionamento de reatores, uma vez que correlacionam a velocidade de remoção do sistema com a temperatura de operação. Desta forma, a diminuição da temperatura implica na diminuição do valor do parâmetro cinético de primeira ordem (k) e, conseqüentemente, será necessário um aumento no tempo do ciclo de operação ou um aumento no volume do reator para que a eficiência do mesmo não seja afetada. Além disso, o problema pode ser agravado quando o resíduo a ser tratado possui carga orgânica baixa, podendo ser necessário, no dimensionamento do reator, considerar a possibilidade de aquecimento da água residuária antes do tratamento, além do aumento do tempo do ciclo ou do volume do reator, sendo a escolha determinada com base no custo mínimo. Ressalta-se que a investigação sobre a influência da temperatura pode levar a uma considerável redução no volume do reator, caso o mesmo seja operado próximo à temperatura ótima.

Outro fator importante é a manutenção de uma temperatura uniforme dentro do reator,

uma vez que o processo anaeróbio é considerado muito sensível a mudanças bruscas de temperatura, podendo provocar um desbalanceamento entre as duas maiores populações microbianas e, conseqüente, falha do processo. Conforme Speece (1996), a conversão de acetato a metano apresenta uma maior dependência da temperatura do que a produção de ácidos voláteis. Assim, a diminuição da temperatura pode acarretar um aumento da concentração de ácidos voláteis, devido ao metabolismo dos microrganismos acidogênicos ser menos afetado que o dos microrganismos metanogênicos. Este aumento dos ácidos voláteis, associado a temperaturas mais baixas, pode potencialmente exceder a capacidade de tamponamento do sistema, diminuindo o pH.

Alguns valores de energia de ativação encontrados em sistemas anaeróbios são descritos a seguir. Switzenbaum e Jewell (1980) obtiveram um valor de energia de ativação de 5930 cal/mol, para o tratamento de água residuária orgânica diluída em um reator anaeróbio de leito expandido com crescimento aderido (AAFEB) operado nas temperaturas de 10 a 30°C, com carga orgânica de 0,8 a 4,8 kgDQO/m³.d, concentração de substrato de 50 a 600 mgDQO/L e tempo de retenção hidráulica de 6 a 0,33 h. Dinopoulou *et al.* (1988) operaram um reator anaeróbio, em duas fases, com agitação mecânica tratando substrato complexo à base de extrato de carne na primeira fase da digestão anaeróbia (produção de ácidos acético e propiônico). Segundo os autores o efeito da temperatura na velocidade de acidificação seguiu uma equação do tipo Arrhenius com uma energia de ativação de 4736 cal/mol. Banik e Dague (1997) e Dague *et al.* (1998) utilizaram um ASBR, de 6 L, no tratamento água residuária a base de leite em pó nas temperaturas de 25, 20, 17,5, 15, 12,5, 10, 7,5 e 5°C, e tempos de retenção de 24, 16, 12, 8 e 6 h. O ajuste de uma equação de Arrhenius aos valores experimentais obtidos, pelos autores, permitiu estimar um valor de energia de ativação de 12690,9 cal/mol para o sistema em questão.

Grant e Lin (1995) estudaram o efeito da temperatura e da carga orgânica no desempenho de um UASB, de 3,2 L, tratando água residuária sintética a base de caldo de carne, suplementada com macro e micro nutrientes. A temperatura variou de 10 a 42°C, e a carga orgânica de 2,0 a 30 kgDQO/m³.d. O ajuste de uma equação de Arrhenius permitiu estimar a energia de ativação do sistema em 15558,9 cal/mol. Também utilizando um UASB, porém de 4,14 dm³, e com temperaturas de 25, 30, 35 e 40°C, no tratamento de água residuária contendo fenol, Chou *et al.* (2004), estudaram a dependência da velocidade de reação em função da temperatura, utilizando, também, uma equação do tipo Arrhenius para estimar a energia de ativação (Ea). Os valores de Ea estimados para velocidades superficiais de 0,5; 1,0;

2,0 e 4,0 na faixa de temperatura de 25 a 40°C variaram muito, de 778 a 1810 cal/mol. A razão para a grande variação nos valores de E_a (além do efeito da temperatura de operação) é que outros fatores (velocidade superficial, concentração do substrato, tamanho do grânulo, e idade do lodo) também afetaram o desempenho do UASB, segundo os autores. Os valores de E_a estimados para a degradação anaeróbia de fenol, para acidogênese de fenol e para metanogênese de acetato, em reatores operados em batelada na faixa de temperatura de 25 a 40°C foram 3063, 5640 e 6505 cal/mol, respectivamente. O valor de E_a para metanogênese de acetato foi maior que a acidogênese de fenol, indicando que a temperatura causou um efeito mais pronunciado na metanogênese que na acidogênese. Comparando os valores de E_a para o UASB e para operação em batelada observa-se que os valores foram menores para o UASB que os estimados para os reatores operados em batelada (3063 cal/mol), mostrando que a temperatura de operação teve influência menor na operação do UASB do que em reatores em batelada. Tal fato está relacionado com a resistência a transferência de massa no lodo granular que se desenvolveu no UASB ser maior que aquela no lodo disperso crescendo em reatores em batelada.

6. CONCLUSÕES

A análise dos resultados obtidos durante a operação do reator anaeróbio em batelada seqüencial (ASBR), tratando esgoto sintético, com biomassa granulada e velocidade superficial de recirculação de 7 m/h, permite concluir:

1. O ASBR apresentou operação estável com eficiência de remoção para amostras filtradas de $82 \pm 3\%$ para a condição de operação padrão, isto é, 30°C e 500 mgDQO/L . Para as condições de operação em que se manteve a mesma concentração do afluente, em relação à condição padrão, e variou-se a temperatura, obtiveram-se eficiências de remoção para amostras filtradas de $82 \pm 2\%$ para 25°C , de $81 \pm 2\%$ para 20°C e de $84 \pm 2\%$ para 15°C . Desta forma, observa-se que não houve diminuição da eficiência de remoção em termos de amostras filtradas com a diminuição da temperatura.
2. Para as condições de operação em que se aumentou a concentração do afluente para 1000 mgDQO/L e variou-se a temperatura, obtiveram-se eficiências de remoção para amostras filtradas de $82 \pm 2\%$ para 25°C , de $86 \pm 2\%$ para 20°C e de $79 \pm 3\%$ para 15°C . Desta forma, observa-se que não houve diminuição da eficiência de remoção em termos de amostras filtradas, em relação à condição padrão, com o aumento da concentração do afluente e diminuição da temperatura.
3. Para a operação do ASBR com concentração de 500 mgDQO/L , houve diminuição dos parâmetros cinéticos específicos de primeira ordem com a diminuição da temperatura, sendo obtidos os seguintes valores: $0,1667 \text{ L/gSVT.h}$ para 25°C , $0,0731 \text{ L/gSVT.h}$ para 20°C e $0,0621 \text{ L/gSVT.h}$ para 15°C .
4. Para a operação do ASBR com concentração de 1000 mgDQO/L , também houve diminuição dos parâmetros específicos cinéticos de primeira ordem com a diminuição da temperatura, sendo obtidos os seguintes valores: $0,0976 \text{ L/gSVT.h}$ para 25°C , $0,0435 \text{ L/gSVT.h}$ para 20°C e $0,0440 \text{ L/gSVT.h}$ para 15°C .
5. Para a operação do ASBR com concentração de 500 mgDQO/L obteve-se um valor de energia de ativação igual a 16.729 cal/mol , quando se ajustou o modelo de Arrhenius aos resultados experimentais.

6. Para a operação do ASBR com concentração de 1000 mgDQO/L obteve-se um valor de energia de ativação igual a 12.673 cal/mol, quando se ajustou o modelo de Arrhenius aos resultados experimentais.
7. Os valores de energia de ativação obtidos mostram que o tratamento de esgoto sintético no ASBR com concentração de 500 mgDQO/L foi mais sensível a variações de temperatura do que o tratamento do mesmo resíduo porém, com concentração de 1000 mgDQO/L.
8. Comparando-se o valor de energia de ativação para a operação do ASBR com 500 mgDQO/L com o valor obtido por Agibert *et al.* (2007) em um ASBBR tratando a mesma água residuária, na mesma concentração, observou-se que o obtido no ASBR foi superior. Este resultado indica que o tratamento de esgoto sintético em reator contendo biomassa granulada foi mais sensível a variações de temperatura do que o tratamento utilizando biomassa imobilizada.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Agibert, S.A.; Moreira, M.B.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2007). Influence of temperature on performance of an ASBBR with circulation applied to treatment of low-strength wastewater. *Journal of Applied Biochemistry and Biotechnology*. 136, 193-206.
- Aisse, M.M. e Além Sobrinho, P. (2001). In: *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de trabalhos técnicos*. Chernicharo, C.A.L (coord.). Prosab, Belo Horizonte, 2: 131-140.
- 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.
- Aquino, S.F. e Chernicharo, C.A.L. (2005). Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. *Engenharia Sanitária e Ambiental*. 10: 152-161.
- Banik, G.C. e Dague, R.R. (1997). ASBR Treatment of low strength industrial wastewater at psychrophilic temperatures. *Water Science and Technology*. 36: 337-344.
- Batstone, D.J.; Keller, J.; Blackall, L.L. (2004). The influence of substrate kinetics on the microbial community structure in granular anaerobic biomass. *Water Research*. 38: 1390-1404.
- Bezerra, R.A.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E.; Borzani, W. (2005). Performance of an anaerobic sequencing batch biofilm reactor submitted to different influent volume feeds and cycle time periods maintaining organic loading. *Journal of Applied Biochemistry and Biotechnology*. 126(03): 189-204.
- Bodík, I.; Herdová, B.; Drtil, M. (2000). Anaerobic treatment of the municipal wastewater under psychrophilic conditions. *Bioprocess Engineering*. 22: 385-390.
- 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 (Mestrado), Escola de Engenharia de São Carlos – USP, São Carlos-SP.

- Camargo, E.F.M.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M.; Borzani, W. (2002). Treatment of low-strength wastewater using immobilized biomass in a sequencing batch external loop reactor: Influence of the medium superficial velocity on the stability and performance. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. 19: 267-275.
- Campos, J.R. (coord.) (1999). *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. PROSAB/ABES, Rio de Janeiro.
- 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.
- Chernicharo, C.A.L. (1997). *Reatores anaeróbios. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias*. DESA/UFMG, Belo Horizonte.
- Chou, H-H.; Huang, J-S.; Hong, W-F. (2004). Temperature dependency of granule characteristics and kinetic behavior in UASB reactors. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. 79: 797-808.
- Collins, G.; Mahony, T.; O'Flaherty, V. (2006). Stability and reproducibility of low-temperature anaerobic biological wastewater treatment. *FEMS Microbiol Ecology*. 55: 449-458.
- Costerton, J.W.; Lewandowski, Z.; Caldwell, D.E.; Korber, D.R., Lappin-Scott, H.M. (1995). Microbial Biofilms. *Annual Reviews Microbiology*. 49: 711-745.
- 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.
- Dague, R.R.; Banik, G.C.; Ellis, T.G. (1998). Anaerobic sequencing batch reactor treatment of diluted wastewater at psychrophilic temperatures. *Water Environmental Research*. 70, 155-160.
- Damasceno, L.H.S.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2007). Effects of feeding time and organic loading in an anaerobic sequencing batch biofilm reactor (ASBBR) treating diluted whey. *Journal of Environmental Management*. (em fase de julgamento).
- Dilallo, R. e Aalbertson, O.E. (1961). Volatile acids by direct titration. *Journal of Water Pollution Control Federation*. 3: 356-365.

- Dinopoulou, G.; Thomasine, R.; Lester, J.N. (1988) Anaerobic acidogenesis of a complex wastewater: I. The influence of operational parameters on reactor performance, *Biotechnology and Bioengineering*. 31: 958-968.
- 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.
- Dugba, P.N. e Zang, R. (1999). Treatment of dairy wastewater with two-stage anaerobic sequencing batch reactors systems – thermophilic versus mesophilic operations. *Bioresouce Technology*. 68: 225-233.
- Evans, G.M e Furlong, J.C. (2003). *Environmental Biotechnology: Theory and Application* John Wiley & Sons, England.
- Fernandes, L.; Kennedy, K.J.; Ning, Z. (1993). Dynamic modeling of substrate degradation in sequencing batch anaerobic reactors (SBAR). *Water Research*. 27: 1619-1628.
- Fogler, H.S. (1999) *Elements of Chemical Reaction Engineering*. 3rd Ed. Prentice Hall, New Jersey.
- Foresti, E. (2002). Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. *Water Science and Technology*. 45: 181-186.
- Foresti, E., Zaiat, M., Vallero. M.V.G. (2006). Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*. 5: 3-19.
- Foresti, E., Zaiat, M., Vallero. M.V.G. (2006). *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*. 5: 1-2.
- Gerardi, M.H. (2003). The microbiology of anaerobic digesters. A John Wiley and Sons, Inc., Publication, USA.
- Ghangrekar, M.M.; Asolekar, S.R.; Joshi, S.G. (2005). Characteristics of sludge developed under different loading conditions during UASB reator start-up and granulation. *Water Research*. 39: 1123-1133.
- González-Barceló, O.; González-Martínez, S.; Pérez-Ramírez, I.; Pérez-Celaya, Z.; Herrera-Dominguez, J. (2002). Factors influencing the wastewater anaerobic fermentation. In: *Proceedings of the VII Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion*. Mérida, México, p. 245-248.

- Grant, S., e Lin, K. (1995). Effects of temperature and organic loading on the performance of upflow anaerobic sludge blanket reactors. *Canadian Journal of Civil Engineering*. 22: 143-149.
- Jeison, D. e Chamy, R. (1999). Comparison of behaviour of expanded granular sludge bed (EGSB) and upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors in dilute and concentrated wastewater treatment. *Water Science and Technology*. 40: 91-97.
- Kassan, Z.A.; Yerushalmi, L., Guiot, S.R. (2003). A market study on the anaerobic wastewater treatment systems. *Water, Air, and Soil Pollution*. 143: 179-192.
- Kato, M.T.; Florencio, L.; Arantes, R.F.M.. (2001). In: *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de trabalhos técnicos*. Chernicharo, C.A.L (coord.). Prosab, Belo Horizonte, 2: 165-184.
- Kim, M.; Gomec, C.Y.; Ahn, Y.; Speece, R.E. (2003) Hydrolysis and acidogenesis of particulate organic material in mesophilic and thermophilic anaerobic digestion. *Environmental Technology*. 24: 1183-1190.
- Lettinga, G.; Rebac, S.; Zeeman, G. (2001). Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. *Trends in Biotechnology*. 19: 9, 363-370.
- Lew, B.; Belavski, M.; Admon, S.; Tarre, S.; Green, M. (2003). Temperature effect on UASB reactor operation for domestic wastewater treatment in temperature climate regions. *Water Science and Technology*. 48: 28-30.
- Li, P. e Mulligan, C.N. (2005). Anaerobic treatment of waste beer. *Environmental Progress*. 24: 1, 88-95.
- Liu, Y. e Tay, J-H. (2004). State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. *Biotechnology Advances*. 22: 533-563.
- Mahmoud, N.; Zeeman, G.; Gijzen, H.; Lettinga, G. (2003). Solids removal in upflow anaerobic reactors, a review. *Bioresourse Technology*. 90: 1-9.
- Massé, D.I.; Masse, L.; Croteau, F. (2003). The effect of temperature fluctuations on psychrophilic anaerobic sequencing batch reactors treating swine manure. *Bioresourse Technology*. 89: 57-62.
- Miranda, L.A.S.; Henriques, J.A.P.; Monteggia, L.O.; (2005). A full-scale UASB reactor for treatment of pig and cattle slaughterhouse wastewater with a high oil and grease content. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. 22: 601-610.
- 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.
- Muck, R.E. e Grady, C.P.L. (1974). Temperature effects on microbial growth in CSTR's. *Journal of the Environmental Engineering Division*. 1147-1163.
- Ndegwa, P.M.; Hanilton, D.W.; Lalman, J.A.; Cumba, H.J. (2005). Optimization of anaerobic sequencing batch reactors treating dilute swine slurries. *Transactions of the ASAE*. 48: 1575-1583.
- Ndon, U.J. e Dague, R.R. (1997a). Ambient temperature treatment of low strength wastewater using anaerobic sequencing batch reactor. *Biotechnology Letters*. 19(4): 319-323.
- Ndon, U.J. e Dague, R.R. (1997b). Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic sequencing batch reactor treatment of low-strength wastewater. *Water Research*. 31: 2455-2466.
- Oliveira, R.A. e Foresti, E. (2004). Balanço de massa de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura. *Engenharia Agrícola*. 24: 807-820.
- 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*. (Submetido)
- Ong, S.L.; Hu, J.Y.; Ng, W.J.; Lu, Z.R. (2002). Granulation enhancement in anaerobic sequencing batch reactor operation. *Journal of Environmental Engineering*. 128: 4.
- Pinheiro, D.M. (2006). *Influência da velocidade de recirculação no tratamento anaeróbio de esgoto sintético em biorreator operado em batelada seqüencial contendo biomassa granulada*. Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia Mauá – Instituto Mauá de Tecnologia - IMT, São Caetano do Sul, SP.
- Pinheiro D. M., Ratusznei S. M., Rodrigues J. A. D., Zaiat M., Foresti E. (2007). Fluidized ASBR treating synthetic wastewater: Effect of recirculation velocity. *Chemical Engineering & Processing*. (no perlo)
- Ramos, A.C.T.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M. (2003). Mass transfer improvement on the performance of a fixed-bed anaerobic sequencing batch reactor with external liquid phase circulation. *Journal of Science and Technology of the Americas*. 28: 214-219.

- Rebac, S.; van Lier, J.B.; Lens, P.; Stams, A.J.M.; Dekkers, F.; Swinkels, K.Th.M.; Lettinga, G. (1999). Psychrophilic anaerobic treatment of low strength wastewaters. *Water Science and Technology*. 39: 203-210.
- Ripley, L.E.; Boyle, W.C.; Converse, J.C. (1986). Improved Alkalimetric monitoring for anaerobic digester of high-strength wastes. *Journal Water Pollution Control Federation*, 58: 406-411.
- 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.
- Schellinkhout, A.; Collazos C.J. (1992). Full-scale application of the UASB technology for sewage treatment. *Water Science and Technology*. 25(7):159-166.
- 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.
- Speece, R.E. (1996). *Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment*. Ed. Archae Press, Nashville.
- Sperling, M.V. (1996). *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – Princípios básicos do tratamento de esgotos*. 2a edição, DESA/UFMG, Belo Horizonte.
- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1985). APHA, AWWA, WPCF., 19th Edition, American Public Health Association, Washington-DC.
- Sung, S. e Dague, R.R. (1995). Laboratory studies on the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Environmental Research*. 67: 294-301.
- Switzenbaum, M.S. e Jewell, W.J. (1980). Anaerobic attached-film expanded-bed reactor treatment. *Journal WPCF*. 52: 7.
- Timur, H. e Östürk, I. (1999). Anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate. *Water Research*. 33: 3225-3230.
- Torres, P. (1992). *Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgoto sanitário*. Dissertação (Mestrado), Escola de Engenharia de São Carlos – USP, São Carlos-SP.
- Uemura, S. e Harada, H. (2000). Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions. *Bioresource Technology*. 72: 275-282.

- van Haandel, A.C. e Lettinga, G. (1994). *Tratamento anaeróbio de esgotos. Um manual para regiões de clima quente*. UFPb, Campina Grande, 232p.
- Vazoller, R.F.; Manfio, G.P.; Canhos, V.P. (1999). Diversidade do domínio Archae. In: *Biodiversidade no estado de São Paulo, Brasil. Volume 1: Microrganismos e vírus*. Canhos, V. P.; Vazoller, R. F. (eds.) FAPESP, São Paulo, pp.15-24.
- Veronez, R.G.; Orra, A.A.; Ribeiro, R.; Zaiat, M.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D. (2005). A simplified analysis of granule behavior in ASBR and UASB reactors treating low-strength wastewater. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. 22: 361-369.
- Welper, L.L.; Sung, S.; Dague, R. R. (1997). Laboratory studies on the temperature-phased ASBR system. *Water Science and Technology*. 36: 295-302.
- Wirtz R.A. e Dague, R.R. (1996). Enhancement of granulation and start-up in the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Environmental Research*. 68: 883-892.
- Zaiat, M.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Camargo, E.F.M.; Borzani, W. (2001). Anaerobic sequencing batch reactors for wastewater treatment: A developing technology. *Applied Microbiology and Biotechnology*. 55: 29-35.
- Zhang R.; Yin Y.; Sung S.; Dague R.R. (1996). Anaerobic treatment of swine waste by the anaerobic sequencing batch reactor. In: *51st Purdue Ind. Waste Conference Proceedings*,

ANEXOS

ANEXO I

VARIÁVEIS MONITORADAS DA ÁGUA RESIDUÁRIA

(a) Operação do ASBR a 30°C e 500 mgDQO/L

Tabela I.1 – Valores da concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 30°C e 500mgDQO/L

Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	636,3	8,65	123,9	77,5	201,4	0,63	178,9	31,6
2	526,8	8,49	128,1	78,9	207,0	0,62	184,8	31,3
3	516,8	8,82	140,8	60,6	201,4	0,43	182,0	27,3
4	546,3	8,02	129,6	69,0	198,6	0,53	168,4	42,5

Unidades:

C_{AF} = mgDQO/L

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

(b) Operação do ASBR a 25°C e 500 mgDQO/L

Tabela I.2 – Valores da concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação a 25°C e 500mgDQO/L

Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	546,3	8,02	129,6	69,0	198,6	0,53	168,4	42,5
2	539,5	8,79	131,0	76,0	207,0	0,58	175,2	44,8
3	476,0	8,25	123,2	78,9	202,1	0,64	173,1	40,8
4	469,1	8,54	129,6	40,6	170,2	0,31	146,8	32,9
5	496,4	8,57	126,2	50,2	176,4	0,40	153,0	32,9
6	464,8	7,80	130,7	40,6	171,3	0,31	149,8	30,4
9	562,8	-	-	-	-	-	-	-
11	518,3	8,06	175,3	49,7	225,0	0,28	199,5	35,9
12	-	8,30	175,3	40,5	215,8	0,23	187,0	40,6
13	574,6	-	-	-	-	-	-	-
14	492,6	8,18	138,6	85,0	223,7	0,61	192,7	43,7
15	564,0	8,93	198,9	79,3	278,1	0,40	227,6	71,2
16	540,7	8,33	173,0	100,6	273,6	0,58	207,0	93,8
17	-	8,35	204,2	69,6	273,8	0,34	225,2	68,4

Unidades:

C_{AF} = mgDQO/L

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela I.3 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
2	1208	562	56	30
3	1188	634	66	36
6	1004	610	24	26
14	1098	582	20	8
15	1254	600	10	12

(c) Operação do ASBR a 25°C e 1000 mgDQO/L

Tabela I.4 – Valores da concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis (AVT) na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	1050,9	-	-	-	-	-	-	-
2	1032,7	-	-	-	-	-	-	-
3	891,8	-	-	-	-	-	-	-
4	982,6	-	-	-	-	-	-	-
5	1109,6	8,65	218,9	61,6	280,4	0,28	213,1	94,8
8	957,2	8,93	158,2	38,1	196,4	0,24	169,1	38,4
9	1006,0	-	-	-	-	-	-	-
10	1015,4	8,67	135,4	57,2	192,6	0,42	156,6	50,7
11	996,6	8,15	144,9	59,1	204,0	0,41	175,5	40,2
12	981,0	8,06	171,8	46,9	218,7	0,27	182,5	51,0
13	980,8	8,68	154,0	60,2	214,2	0,39	182,5	44,7
14	999,4	8,71	185,2	55,8	241,0	0,30	202,3	54,4
15	925,9	-	-	-	-	-	-	-
16	1033,9	-	-	-	-	-	-	-
17	990,8	-	-	-	-	-	-	-
18	932,9	-	-	-	-	-	-	-
19	995,3	8,59	169,9	56,0	225,8	0,33	198,0	39,2
20	1070,6	8,56	134,2	70,7	204,9	0,53	183,3	30,4
21	1180,9	-	-	-	-	-	-	-
22	1144,1	8,32	136,7	87,7	224,4	0,64	203,3	29,7
23	926,7	8,13	126,8	91,5	218,3	0,72	199,1	27,0
24	1038,8	8,39	130,2	90,6	220,8	0,70	200,6	28,3
25	932,1	8,04	128,6	85,2	213,8	0,66	195,0	26,4

Unidades:

C_{AF} = mgDQO/L

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela I.5 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
15	1656	856	26	12
19	1788	1090	136	16
22	1998	1108	62	22
23	1798	1006	100	32

(d) Operação do ASBR a 20°C e 500 mgDQO/L

Tabela I.6 – Valores da concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis (AVT) na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	546,7	8,30	145,4	54,3	199,7	0,37	163,5	51,0
2	580,8	8,72	175,9	37,3	213,2	0,21	176,0	52,4
3	633,4	-	-	-	-	-	-	-
4	580,7	-	-	-	-	-	-	-
5	594,7	8,61	158,6	50,6	209,2	0,32	189,6	27,6
6	605,4	8,94	173,3	48,0	221,2	0,28	200,3	29,5
7	525,4	8,88	131,3	44,5	175,7	0,34	157,5	25,6
8	547,5	8,68	138,7	45,5	184,2	0,33	166,3	25,2
9	507,2	8,90	163,0	30,7	193,7	0,19	162,6	43,8
10	571,2	-	-	-	-	-	-	-
11	569,6	9,00	175,3	33,0	208,3	0,19	185,6	32,0
12	523,1	-	-	-	-	-	-	-
13	558,6	8,91	167,7	43,2	210,9	0,26	183,6	38,4
15	657,8	9,06	177,0	37,4	214,4	0,21	195,5	26,6
16	589,3	9,04	158,9	40,7	199,7	0,26	180,9	26,5
17	573,5	8,57	157,8	53,1	210,9	0,34	193,9	23,9
18	444,1	8,83	162,7	54,5	217,2	0,33	200,5	23,5
19	529,8	8,22	156,2	56,8	213,0	0,36	194,0	26,8
20	523,1	8,67	174,2	56,7	230,9	0,33	211,0	28,1
21	495,4	8,58	184,3	58,7	243,1	0,32	218,7	34,3
22	536,7	8,24	166,1	53,2	219,3	0,32	202,1	24,3
23	504,1	8,48	173,3	42,8	216,1	0,25	200,2	22,4
24	559,6	8,77	170,0	44,8	214,8	0,26	197,2	24,8
25	464,5	7,98	177,2	53,9	231,0	0,30	211,6	27,4

Unidades:

C_{AF} = mgDQO/L

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela I.7 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
15	1226	732	36	26
16	1194	700	60	26
20	1554	802	34	26
21	1154	660	36	24
24	1250	598	26	10

(e) Operação do ASBR a 20°C e 1000 mgDQO/L

Tabela I.8 – Valores da concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis (AVT) na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	1118,5	8,67	248,2	82,1	330,3	0,33	296,1	48,1
2	1001,7	-	-	-	-	-	-	-
3	913,0	8,13	166,0	58,0	224,0	0,35	194,0	42,3
4	945,9	8,03	164,8	60,0	224,8	0,36	189,0	50,5
5	1055,1	8,45	162,1	59,4	221,5	0,37	183,4	53,7
6	1175,0	8,60	179,8	45,6	225,4	0,25	185,8	55,8
7	1001,3	8,73	180,6	38,8	219,4	0,22	178,9	57,1
8	1161,7	8,80	163,5	49,7	213,3	0,30	184,0	41,2
9	1028,8	8,52	156,8	44,0	200,8	0,28	171,0	42,0
10	1071,8	8,81	166,4	51,6	218,0	0,31	184,5	47,2
11	1003,1	8,38	163,2	64,1	227,3	0,39	197,4	42,1
12	935,4	8,98	184,6	54,3	238,8	0,29	201,8	52,2
13	957,2	8,66	180,9	56,1	237,0	0,31	201,5	49,9
14	1124,8	8,26	171,8	59,3	231,1	0,35	196,8	48,4
15	974,4	8,68	174,4	55,4	229,8	0,3	196,8	46,4
16	1082,0	8,87	184,3	52,8	237,0	0,29	202,7	48,3
17	967,2	8,94	189,1	54,8	243,9	0,29	196,9	66,2

Unidades:

C_{AF} = mgDQO/L

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela I.9 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
1	1776	978	80	42
2	1850	956	26	18
6	1700	926	68	22
7	1880	1000	74	26
10	1918	1080	24	18
15	1976	1104	30	10

(f) Operação do ASBR a 15°C e 500 mgDQO/L

Tabela I.10 – Valores da concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis (AVT) na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	510,6	-	-	-	-	-	-	-
2	489,5	8,86	173,1	32,5	205,6	0,19	164,5	57,8
3	496,1	9,06	173,1	34,0	207,1	0,20	168,8	53,9
4	573,0	8,89	163,8	38,6	202,5	0,24	175,8	37,5
5	506,1	9,12	170,6	41,5	212,0	0,24	185,8	37,0
6	482,3	8,82	184,9	33,5	218,4	0,18	188,8	41,8
7	549,5	9,03	178,6	32,7	211,2	0,18	176,7	48,6
8	556,9	9,07	173,8	35,9	209,7	0,21	177,3	45,6
9	507,4	9,09	173,8	38,3	212,0	0,22	188,1	33,8
10	514,6	8,57	190,6	44,2	234,9	0,23	213,7	29,9
11	504,4	8,4	182,7	45,1	227,8	0,25	198,3	41,6
12	493,9	8,87	185,4	48,0	233,5	0,26	203,8	41,9
13	453,4	8,83	183,7	50,1	233,8	0,27	202,1	44,6
14	500,0	8,81	182,3	49,4	231,7	0,27	203,3	40,0
15	481,5	-	-	-	-	-	-	-
16	497,5	-	-	-	-	-	-	-

Unidades:

C_{AF} = mgDQO/L

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela I.11 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
5	1304	776	40	22
6	1294	792	52	30
9	1220	722	50	44
10	1282	752	38	32
12	1196	696	28	20
14	1286	804	52	28

(g) Operação do ASBR a 15°C e 1000 mgDQO/L

Tabela I.12 – Valores da concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis (AVT) na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

Meio	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	978,1	-	-	-	-	-	-	-
2	943,7	-	-	-	-	-	-	-
3	902,2	-	-	-	-	-	-	-
4	941,1	-	-	-	-	-	-	-
5	961,2	8,49	149,8	68,9	218,7	0,46	184,7	47,9
6	961,9	8,41	139,1	66,9	206,0	0,48	179,7	37,0
7	945,2	8,76	175,2	53,5	228,7	0,31	189,3	55,5
8	1025,4	8,94	174,8	54,5	229,3	0,31	190,2	55,2
9	919,8	8,80	167,8	58,3	226,1	0,35	197,1	40,9
10	963,8	8,78	171,3	51,7	223,0	0,30	190,6	45,7
11	930,9	8,72	169,1	54,5	223,6	0,32	191,7	44,9
12	941,6	7,99	92,1	111,2	203,3	1,21	181,3	30,9
13	971,6	8,03	102,3	109,3	211,6	1,07	190,5	29,7
14	975,6	8,49	95,9	68,5	164,4	0,71	133,4	43,6
15	971,2	8,02	72,2	54,8	127,0	0,76	106,0	29,6

Unidades:

C_{AF} = mgDQO/L

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela I.13 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
4	2286	1258	30	26
7	2078	1202	42	40
11	1736	810	94	22
12	1792	964	48	30
15	1704	844	28	18
16	1704	864	74	30

ANEXO II

(a) Operação do ASBR a 30°C e 500 mgDQO/L

Tabela II.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 a 30°C e 500 mgDQO/L

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	145,9	73,8	115,1	79,3	7,50	200,0	56,3	256,3	0,28	245,9	14,7
2	123,1	77,9	115,6	79,2	7,55	207,0	66,2	273,2	0,32	258,7	20,4
3	103,5	81,4	76,5	86,3	7,65	196,4	77,5	273,9	0,39	262,3	16,4
4	135,8	75,6	107,7	80,6	7,51	192,9	97,2	290,1	0,50	278,7	16,1
7	145,9	73,8	96,0	82,8	7,43	194,3	98,6	292,9	0,51	271,9	29,6

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.2 – Volume descarregado na operação a 30°C e 500 mgDQO/L

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	1,34
1	1,35
2	1,38
3	1,36
7	1,42

(b) Operação do ASBR a 25°C e 500 mgDQO/L

Tabela II.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 a 25°C e 500 mgDQO/L

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	143,1	72,5	96,2	81,5	7,55	154,4	66,5	220,9	0,43	211,2	13,6
2	97,1	81,3	85,8	83,5	7,25	154,4	71,0	225,4	0,46	209,4	22,5
3	156,6	69,9	82,3	84,2	7,60	154,4	69,9	224,3	0,45	206,5	25,0
4	101,5	80,5	96,9	81,4	7,64	152,1	76,6	228,8	0,50	211,8	23,9
7	110,5	78,8	89,5	82,8	7,28	169,1	77,8	246,8	0,46	237,8	12,7
8	105,5	79,7	87,9	83,1	7,49	153,3	101,4	254,7	0,66	240,3	20,3
9	119,8	77,0	107,0	79,4	6,73	190,5	59,7	250,2	0,31	230,9	27,2
10	135,5	74,0	114,0	78,1	7,94	163,4	64,8	228,2	0,40	216,8	16,1
11	101,0	80,6	89,4	82,8	7,52	166,2	62,0	228,2	0,37	217,2	15,5
15	116,6	77,6	108,6	79,1	-	-	-	-	-	-	-
17	132,9	74,5	97,6	81,2	7,38	256,4	51,0	307,4	0,20	293,3	19,8
21	145,1	72,1	105,6	79,7	7,28	226,3	83,7	310,0	0,37	293,3	23,5
22	133,7	74,3	91,1	82,5	-	-	-	-	-	-	-
23	122,2	76,5	86,0	83,5	7,34	240,7	75,9	316,5	0,32	291,6	35,1
25	146,2	71,9	102,3	80,3	7,50	189,3	125,6	314,8	0,66	281,6	46,8
28	130,3	75,0	110,3	78,8	7,05	209,3	88,9	298,2	0,43	270,7	38,8

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.4 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
2	942	452	62	58
8	896	436	42	34
10	814	386	48	42
22	948	372	44	26

Tabela II.5 – Volume descarregado na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	1,36
2	1,38
3	1,42
4	1,40
7	1,33
7	1,34
8	1,34
9	1,34
10	1,30
11	1,35
15	1,36
16	1,36
17	1,39
18	1,21
19	1,34
21	1,34
22	1,32
23	1,34
25	1,40
28	1,36

(c) Operação do ASBR a 25°C e 1000 mgDQO/L

Tabela II.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 a 25°C e 1000 mgDQO/L

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	130,7	87,0	115,3	88,5	7,55	192,9	83,1	276,0	0,43	253,0	32,5
2	209,7	79,1	184,3	81,6	7,25	192,9	88,7	281,6	0,46	256,6	35,3
3	196,9	80,4	171,7	82,9	7,60	192,9	87,3	280,2	0,45	257,4	32,2
4	203,5	79,7	183,1	81,7	7,64	152,1	76,6	228,8	0,50	211,8	23,9
7	220,6	78,0	191,4	80,9	7,28	169,1	77,8	246,8	0,46	237,8	12,7
8	178,7	82,2	135,3	86,5	7,49	153,3	101,4	254,7	0,66	240,3	20,3
12	242,0	75,9	198,2	80,2	6,73	190,5	59,7	250,2	0,31	230,9	27,2
15	244,4	75,6	169,6	83,1	7,94	65,4	25,9	91,3	0,40	81,0	14,5
16	252,5	74,8	166,2	83,4	7,15	112,7	113,8	226,5	1,01	211,7	20,8
18	199,6	80,1	183,0	81,7	-	-	-	-	-	-	-
19	199,7	80,1	172,5	82,8	7,38	256,4	51,0	307,4	0,20	293,3	19,8
22	189,5	81,1	176,9	82,3	7,28	226,3	83,7	310,0	0,37	293,3	23,5
24	227,3	77,3	187,6	81,3	-	-	-	-	-	-	-
25	218,3	78,2	194,4	80,6	7,34	297,7	93,8	391,6	0,32	361,4	42,5
26	169,9	83,0	157,0	84,3	7,50	234,1	155,3	389,5	0,66	349,1	56,8
29	225,0	77,5	185,3	81,5	7,05	258,9	110,0	368,9	0,43	335,5	47,0
30	284,1	71,7	158,6	84,2	-	-	-	-	-	-	-
33	190,6	81,0	171,6	82,9	-	-	-	-	-	-	-
36	204,1	79,6	183,3	81,7	-	-	-	-	-	-	-
37	222,1	77,8	201,1	79,9	-	-	-	-	-	-	-
38	211,2	78,9	187,5	81,3	-	-	-	-	-	-	-
39	221,0	77,9	192,8	80,8	-	-	-	-	-	-	-
40	179,1	82,1	162,4	83,8	-	-	-	-	-	-	-
41	225,8	77,5	201,5	79,9	-	-	-	-	-	-	-

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.7 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
8	1544	508	88	44
16	1378	468	56	48
25	1238	418	28	24
37	1314	460	54	34
39	1302	506	106	34

Tabela II.8 – Volume descarregado na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	1,30
2	1,36
3	1,35
3	1,26
4	1,36
7	1,34
8	1,34
9	1,34
12	1,36
15	1,32
16	1,24
17	1,32
19	1,26
22	1,28
23	1,27
24	1,26
25	1,26
26	1,27
29	1,23
36	1,26
37	1,27
38	1,28
39	1,28
40	1,26
41	1,32

(d) Operação do ASBR a 20°C e 500 mgDQO/L

Tabela II.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 a 20°C e 500 mgDQO/L

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
3	109,3	80,2	87,6	84,1	7,48	220,2	51,3	271,6	0,23	259,1	17,6
4	115,7	79,0	95,0	82,8	7,48	247,9	34,7	282,5	0,14	274,2	11,7
8	107,9	80,4	94,4	82,9	7,52	231,9	58,6	290,5	0,25	278,2	17,3
10	118,5	78,5	99,1	82,0	7,55	229,2	48,0	277,2	0,21	269,2	11,2
12	112,5	79,6	100,0	81,9	7,35	190,5	61,4	251,9	0,32	240,4	16,3
15	136,8	75,2	104,9	81,0	7,60	239,2	21,2	260,4	0,09	250,8	13,5
16	154,1	72,0	109,7	80,1	7,84	226,5	34,9	261,5	0,15	239,3	31,2
18	133,2	75,8	105,1	80,9	-	-	-	-	-	-	-
20	198,5	64,0	117,1	78,8	7,59	256,6	45,7	302,3	0,18	291,1	15,8
25	156,7	71,6	115,3	79,1	7,72	243,9	43,2	287,1	0,18	276,5	14,9
29	122,0	77,9	106,6	80,7	7,44	245,9	49,2	295,1	0,20	283,8	15,9
30	184,0	66,6	134,8	75,6	7,44	224,4	42,9	267,3	0,19	258,4	12,6
33	137,8	75,0	90,9	83,5	7,38	205,4	66,9	272,2	0,33	264,1	11,5
36	147,6	73,2	120,3	78,2	7,21	261,3	72,9	334,2	0,28	322,7	16,2
38	129,4	76,5	102,5	81,4	7,41	251,2	72,9	324,1	0,29	313,1	15,5
39	122,6	77,8	98,6	82,1	7,22	251,2	87,1	338,3	0,35	327,2	15,5
40	116,4	78,9	91,9	83,3	7,32	259,3	85,1	344,3	0,33	329,4	21,0
43	156,7	71,6	88,9	83,9	7,29	238,5	63,6	302,1	0,27	289,9	17,1
44	143,5	74,0	117,3	78,7	-	-	-	-	-	-	-
46	149,8	72,8	101	81,7	-	-	-	-	-	-	-

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.10 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
4	826	304	84	12
29	822	336	70	70
30	890	432	110	82
37	1020	444	40	32
39	768	274	86	60
44	828	172	54	34

Tabela II.11 – Volume descarregado na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

Tempo (dia)	Descarga (L)
2	1,24
3	1,26
4	1,25
8	1,24
10	1,24
12	1,25
15	1,22
16	1,22
18	1,22
29	1,30
30	1,32
31	1,30
32	1,34
33	1,34
36	1,34
37	1,32
38	1,32
39	1,32
40	1,31
43	1,31
44	1,31
45	1,32
46	1,31

(e) Operação do ASBR a 20°C e 1000 mgDQO/L)

Tabela II.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 a 20°C e 1000 mgDQO/L

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	278,4	72,9	235,3	77,1	7,25	274,8	68,7	343,5	0,25	322,5	29,6
2	209,2	79,7	155,4	84,9	7,30	294,9	81,0	375,9	0,27	360,1	22,3
3	214,4	79,1	145,9	85,8	7,36	265,2	90,2	355,4	0,34	341,6	19,5
4	201,6	80,4	152,5	85,2	7,21	285,0	87,8	372,8	0,31	362,5	14,4
8	187,1	81,8	141,2	86,3	7,43	308,7	65,6	374,3	0,21	353,8	28,9
9	224,4	78,2	142,1	86,2	7,46	318,4	60,2	378,6	0,19	356,9	30,5
10	187,0	81,8	148,2	85,6	-	-	-	-	-	-	-
11	190,7	81,5	149,6	85,4	7,29	300,3	72,7	373,0	0,24	364,1	12,4
14	224,3	78,2	148,3	85,6	7,15	286,9	89,9	376,8	0,31	367,4	13,2
15	197,3	80,8	153,8	85,0	7,03	274,5	129,1	403,6	0,47	378,2	35,8
16	175,8	82,9	142,8	86,1	7,05	282,6	119,8	402,4	0,42	390,1	17,2
17	152,9	85,1	121,7	88,2	-	-	-	-	-	-	-
18	159,7	84,5	130,6	87,3	7,36	281,6	89,6	371,1	0,32	358,6	17,7
19	210,2	79,6	162,4	84,2	7,63	344,1	80,5	424,6	0,23	410,6	19,7
22	159,2	84,5	144,3	86,0	7,32	277,5	76,8	354,4	0,28	341,5	18,2
23	142,2	86,2	120,8	88,2	7,32	304,1	72,5	376,6	0,24	364,9	16,4
24	165,2	83,9	120,2	88,3	7,30	292,4	73,5	365,9	0,25	353,0	18,2
25	174,2	83,1	137,3	86,6	7,18	298,0	84,6	382,6	0,28	362,5	28,4
26	179,6	82,5	145,3	85,9	7,23	304,7	82,2	386,9	0,27	371,6	21,4
27	174,9	83,0	128,5	87,5	7,33	311,5	78,3	389,9	0,25	372,6	24,4
28	175,9	82,9	145,5	85,8	-	-	-	-	-	-	-

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.13 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
1	1148	422	76	52
3	1106	272	96	66
8	966	218	58	40
10	1148	272	98	44
17	1138	290	50	20
24	1238	404	44	28

Tabela II.14 – Volume descarregado na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Tempo	Descarga
-------	----------

(dia)	(L)
1	1,26
2	1,34
4	1,30
7	1,30
8	1,32
9	1,30
10	1,30
11	1,30
14	1,30
15	1,32
16	1,32
17	1,32
18	1,30
23	1,34
24	1,33
25	1,32
26	1,32
28	1,30

(f) Operação do ASBR a 15°C e 500 mgDQO/L)

Tabela II.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 a 15°C e 500 mgDQO/L

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	295,2	42,3	185,7	63,7	7,49	200,9	55,6	256,6	0,28	223,5	46,6
2	153,7	69,9	101,8	80,1	7,56	218,7	43,3	262,0	0,20	248,2	19,4
3	106,4	79,2	75,6	85,2	7,52	219,5	51,0	270,5	0,23	245,7	34,9
4	115,4	77,4	84,8	83,4	7,49	221,0	43,3	264,3	0,20	251,3	18,3
7	88,4	82,7	74,0	85,5	7,40	229,6	54,2	283,8	0,24	271,0	18,1
8	97,2	81,0	84,1	83,6	7,48	243,9	38,3	282,2	0,16	265,7	23,2
9	90,9	82,2	88,3	82,7	7,57	256,7	31,9	288,6	0,12	268,4	28,4
10	103,6	79,7	71,8	86,0	-	-	-	-	-	-	-
11	93,8	81,7	79,9	84,4	7,54	250,3	44,6	294,9	0,18	281,2	19,4
14	82,8	83,8	63,9	87,5	7,52	251,9	41,5	293,4	0,16	278,7	20,7
15	97,9	80,9	76,3	85,1	-	-	-	-	-	-	-
16	110,7	78,4	85,6	83,3	-	-	-	-	-	-	-
17	94,9	81,4	88,8	82,6	7,47	267,8	51,1	318,9	0,19	303,7	21,4
18	109,7	78,5	75,1	85,3	7,46	258,6	62,7	321,3	0,24	302,0	27,2
19	126,4	75,3	72,2	85,9	7,41	204,0	68,9	272,8	0,34	258,4	20,2
22	156,8	69,3	68,5	86,6	-	-	-	-	-	-	-
24	108,2	78,8	82,1	83,9	7,50	245,6	73,7	319,3	0,30	298,6	29,2
25	110,3	78,4	80,5	84,3	-	-	-	-	-	-	-
26	115,4	77,4	68,8	86,5	-	-	-	-	-	-	-
28	124,8	75,6	79,0	84,6	-	-	-	-	-	-	-
29	114,8	77,5	81,0	84,2	7,58	252,6	52,2	304,7	0,21	281,9	32,2

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.16 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
3	824	314	58	16
8	904	322	42	22
10	872	338	50	24
17	870	320	50	36
22	840	360	48	24
24	900	404	46	22

Tabela II.17 – Volume descarregado na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

Tempo	Descarga
-------	----------

(dia)	(L)
1	1,32
2	1,34
3	1,30
4	1,28
7	1,30
8	1,32
9	1,34
10	1,30
11	1,30
14	1,29
15	1,32
16	1,32
17	1,26
18	1,32
19	1,32
22	1,32
24	1,30
25	1,30
28	1,30
29	1,30

(g) Operação do ASBR a 15°C e 1000 mgDQO/L)

Tabela II.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 a 15°C e 1000 mgDQO/L

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	278,2	70,8	273,6	71,3	-	-	-	-	-	-	-
2	225,7	76,3	195,4	79,5	-	-	-	-	-	-	-
6	212,7	77,7	190,8	80,0	7,46	313,0	113,7	426,6	0,36	393,9	46,1
7	270,3	71,6	214,2	77,5	-	-	-	-	-	-	-
9	237,4	75,1	180,5	81,1	7,13	252,8	131,1	383,8	0,52	359,7	34,0
10	222,5	76,7	166,8	82,5	-	-	-	-	-	-	-
13	230,1	75,9	198,3	79,2	-	-	-	-	-	-	-
14	227,8	76,1	188,7	80,2	7,47	296,9	77,6	374,5	0,26	344,6	42,0
15	221,0	76,8	187,5	80,3	7,29	274,1	101,4	375,5	0,37	353,0	31,6
17	202,7	78,7	183,6	80,7	7,54	302,1	85,3	387,4	0,28	345,8	58,5
20	207,2	78,3	188,1	80,3	-	-	-	-	-	-	-
21	248,9	73,9	209,1	78,1	-	-	-	-	-	-	-
22	230,6	75,8	216,8	77,3	-	-	-	-	-	-	-
23	318,4	66,6	243,9	74,4	6,25	91,8	259,0	350,8	2,82	321,2	41,7
24	263,3	72,4	204,4	78,6	6,38	119,8	232,7	352,5	1,94	328,2	34,3
25	259,2	72,8	202,0	78,8	6,87	219,2	150,7	369,9	0,69	340,3	41,8
27	253,5	73,4	205,8	78,4	7,11	213,0	120,8	333,8	0,57	294,5	55,4
28	327,0	65,7	224,3	76,5	6,77	153,2	171,9	325,1	1,12	302,8	31,4
30	286,6	69,9	191,2	79,9	7,25	201,8	87,2	289,0	0,43	269,3	27,7

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.19 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
7	1476	464	56	32
9	1566	498	64	40
14	1294	442	58	56
21	1306	358	36	34
28	1290	356	66	36
30	1210	416	146	90

Tabela II.20 – Volume descarregado na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

Tempo	Descarga
-------	----------

(dia)	(L)
1	1,32
6	1,21
7	1,33
8	1,33
9	1,27
10	1,30
13	1,30
14	1,28
15	1,29
17	1,30
20	1,22
21	1,24
22	1,26
23	1,25
24	1,24
25	1,24
27	1,26
28	1,24
30	1,24

ANEXO III

VARIÁVEIS MONITORADAS NOS PERFIS AO LONGO DO CICLO

(a) Perfis ao Longo do Ciclo na Operação a 25°C e 500 mgDQO/L

Tabela III.1 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s) realizados em duplicata na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	262,1	264,5	266,8	264,5
0,33	168,8	170,3	173,0	171,5
0,67	153,4	154,8	153,2	151,9
1,00	137,5	138,7	130,0	128,9
1,50	129,3	130,5	120,9	119,8
2,00	121,7	122,8	114,9	113,9
2,50	116,5	117,5	106,2	105,3
3,00	111,5	112,5	100,2	99,3
3,50	109,7	110,7	94,8	94,0
4,00	99,4	100,3	98,4	97,5
4,50	98,0	98,9	97,8	96,9
5,00	95,6	96,5	97,3	96,4
5,33	96,0	96,9	92,5	91,7

Tabela III.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 a 25°C e 500 mgDQO/L

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	6,35	163,5	107,9	271,4	0,66	239,2	45,3	6,71	157,6	105,0	262,6	0,67	225,1	52,8
0,33	6,64	189,7	88,0	277,6	0,46	246,6	43,7	6,53	186,7	77,8	264,5	0,42	216,0	68,3
0,67	7,06	175,9	105,6	281,5	0,60	252,6	40,8	7,32	196,9	68,7	265,5	0,35	233,0	45,8
1,00	7,18	219,7	83,7	303,5	0,38	283,7	27,8	7,34	201,4	81,8	283,2	0,41	244,1	55,1
1,50	7,31	227,6	69,3	296,9	0,30	277,4	27,5	7,23	199,5	86,3	285,8	0,43	258,7	38,2
2,00	7,36	236,1	68,3	304,4	0,29	285,0	27,4	7,38	200,8	94,5	295,3	0,47	267,9	38,6
2,50	7,47	224,3	73,9	298,2	0,33	279,5	26,3	7,28	194,9	97,4	292,3	0,50	269,9	31,6
3,00	7,65	225,6	58,9	284,5	0,26	266,5	25,3	7,23	196,9	88,9	285,8	0,45	255,2	43,1
4,00	7,70	212,6	81,8	294,3	0,38	280,0	20,1	7,16	202,1	91,6	293,6	0,45	262,8	43,4
5,00	7,29	209,3	75,9	285,1	0,36	271,7	22,0	7,30	192,3	91,2	283,5	0,47	267,3	43,0
5,33	7,61	183,4	108,6	292,0	0,59	265,9	33,8	7,40	166,8	62,5	229,2	0,37	270,0	32,0

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela III.3 – Perfis de concentração de ($[\text{CH}_4]$, $[\text{CO}_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação a 25°C e 500 mgDQO/L

Tempo (h)	$[\text{CH}_4]$ (mmol/L)	$[\text{CO}_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000	0,091	0,0	100,0
0,33	0,005	0,252	2,0	98,0
0,67	0,051	0,450	10,2	89,8
1,00	0,134	0,509	20,8	79,2
1,50	0,386	0,709	35,2	64,8
2,00	0,490	0,766	39,0	61,0
2,50	0,967	0,765	55,8	44,2
3,00	0,952	0,754	55,8	44,2
3,50	1,070	0,738	59,2	40,8
4,00	1,065	0,790	57,4	42,6
4,50	1,048	0,690	60,3	39,7
5,00	1,073	0,775	58,1	41,9
5,33	1,069	0,721	59,7	40,3

(b) Perfis ao Longo do Ciclo na Operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

Tabela III.4 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s) realizados em duplicata na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	556,2	522,8	489,3	522,8
0,33	357,5	336,0	318,3	340,1
0,67	301,2	283,1	313,3	334,7
1,00	265,8	249,8	272,5	291,1
1,50	233,8	219,7	238,2	254,5
2,00	205,1	192,8	212,8	227,3
2,50	200,0	188,0	204,6	218,6
3,00	197,8	185,9	188,7	201,6
3,50	191,3	179,8	186,0	198,7
4,00	182,1	171,1	185,4	198,1
4,50	169,1	158,9	170,1	181,7
5,00	168,3	158,2	167,1	178,5
5,33	166,1	156,1	170,5	182,2

Tabela III.5 – 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 a 25°C e 1000 mgDQO/L

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	6,93	195,1	79,7	274,8	0,41	249,1	36,2	6,77	165,2	149,5	314,7	0,90	294,5	28,5
0,33	7,17	242,4	93,1	335,5	0,38	297,2	54,0	6,67	158,5	165,2	323,7	1,04	303,3	28,8
0,67	7,12	249,7	94,2	343,9	0,38	311,4	45,7	6,58	165,8	169,2	335,0	1,02	317,3	24,9
1,00	7,17	253,0	99,2	352,2	0,39	324,4	39,2	6,63	178,7	168,6	347,3	0,94	334,1	18,7
1,50	7,20	269,2	94,2	363,4	0,35	343,0	28,7	6,60	189,4	170,3	359,7	0,90	344,9	20,9
2,00	7,21	284,2	85,8	370,1	0,30	351,7	25,9	6,63	181,0	192,2	373,2	1,06	360,3	18,1
2,50	7,29	287,0	90,3	377,3	0,31	364,2	18,6	6,75	183,2	186,6	369,8	1,02	355,3	20,5
3,00	7,27	285,9	85,8	371,8	0,30	358,9	18,1	6,84	200,1	183,2	383,3	0,92	369,9	18,9
4,00	7,32	289,3	82,5	371,8	0,29	360,3	16,1	6,94	200,1	176,5	376,6	0,88	365,4	15,8
5,00	7,38	292,1	63,5	355,6	0,22	340,9	20,7	6,93	193,9	178,2	372,1	0,92	362,4	13,6
5,33	7,39	287,0	76,9	363,9	0,27	349,9	19,8	6,92	192,2	191,7	383,9	1,00	374,4	13,3

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela III.6– Perfis de concentração de ([CH₄, [CO₂]) e fração molar (Y_{CH₄}, Y_{CO₂}) de metano e dióxido de carbono na operação a 25°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (h)	[CH ₄] (mmol/L)	[CO ₂] (mmol/L)	Y _{CH₄} (%)	Y _{CO₂} (%)
0,00	0,000	0,000	0,0	100,0
0,33	0,125	0,386	24,5	75,5
0,67	0,354	0,524	40,4	59,6
1,00	1,047	0,517	67,0	33,0
1,50	1,147	0,533	68,3	31,7
2,00	1,147	0,542	67,9	32,1
2,50	1,161	0,480	70,8	29,2
3,00	1,101	0,450	71,0	29,0
3,50	1,185	0,570	67,5	32,5
4,00	1,138	0,510	69,0	31,0
4,50	1,199	0,476	71,6	28,4
5,00	1,113	0,570	66,1	33,9
5,33	1,147	0,500	69,6	30,4

(c) Perfis ao Longo do Ciclo na Operação a 20°C e 500 mgDQO/L

Tabela III.7– Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s) realizados em duplicata na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	291,3	298,3	305,2	298,3
0,33	250,8	256,8	249,5	243,8
0,67	206,8	211,7	203,4	198,8
1,00	183,2	187,6	166,7	162,9
1,50	151,1	154,7	143,9	140,6
2,00	130,2	133,3	126,7	123,8
2,50	118,8	121,6	116,6	113,9
3,00	115,4	118,2	112,5	109,9
3,50	108,8	111,4	98,9	96,6
4,00	104,4	106,9	98,1	95,9
4,50	103,1	105,6	90,1	88,0
5,00	95,1	97,4	91,1	89,0
5,33	94,4	96,7	91,5	89,4

Tabela III.8– 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 a 20°C e 500 mgDQO/L

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,47	195,5	64,1	259,6	0,33	243,1	23,2	7,33	206,9	68,7	275,6	0,33	257,8	25,0
0,33	7,27	202,8	75,4	278,2	0,37	260,5	25,0	7,14	220,6	81,9	302,6	0,37	283,2	27,3
0,67	7,19	215,8	77,9	293,6	0,36	274,7	26,6	7,12	232,0	87,6	319,6	0,38	300,9	26,4
1,00	7,27	223,1	77,1	300,1	0,35	283,2	23,8	7,17	245,0	78,7	323,7	0,32	305,8	25,2
1,50	7,15	221,5	86,8	308,2	0,39	295,0	18,7	7,17	247,4	86,0	333,4	0,35	318,8	20,6
2,00	7,16	227,1	85,2	312,3	0,38	301,9	14,6	7,23	263,6	84,4	348,0	0,32	336,6	16,0
2,50	7,17	232,8	86,0	318,8	0,37	309,6	13,0	7,20	268,5	72,2	340,7	0,27	330,9	13,8
3,00	7,17	224,7	87,6	312,3	0,39	303,2	12,8	7,21	260,4	81,9	342,3	0,31	333,5	12,5
4,00	7,12	219,8	90,9	310,7	0,41	301,8	12,5	7,20	255,5	81,1	336,6	0,32	327,9	12,2
5,00	7,23	220,6	83,6	304,2	0,38	296,7	10,6	7,18	245,8	81,9	327,7	0,33	319,2	12,0
5,33	7,22	221,5	83,6	305,0	0,38	298,1	9,7	7,14	235,2	83,6	318,8	0,36	310,7	11,4

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela III.9 Perfis de concentração de ($[\text{CH}_4]$, $[\text{CO}_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação a 20°C e 500 mgDQO/L

Tempo (h)	$[\text{CH}_4]$ (mmol/L)	$[\text{CO}_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000	0,000	0,0	100,0
0,33	0,100	0,247	28,9	71,1
0,67	0,364	0,363	50,1	49,9
1,00	0,559	0,441	55,9	44,1
1,50	0,896	0,556	61,7	38,3
2,00	0,892	0,567	61,1	38,9
2,50	0,867	0,602	59,0	41,0
3,00	0,855	0,613	58,2	41,8
4,00	0,868	0,574	60,2	39,8
5,00	0,865	0,626	58,0	42,0
5,33	0,878	0,606	59,2	40,8

(d) Perfis ao Longo do Ciclo na Operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Tabela III.10– Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s) realizados em duplicata na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	407,7	407,7	407,6	407,7
0,67	322,1	322,1	333,7	333,7
1,00	291,8	291,8	305,4	305,4
1,50	259,3	259,3	271,2	271,2
2,00	222,8	222,8	231,3	231,3
2,50	198,8	198,8	208,0	208,0
3,00	186,1	186,1	177,5	177,5
3,50	155,8	155,8	149,7	149,7
4,00	137,0	137,0	143,6	143,6
4,50	127,5	127,5	144,3	144,3
5,00	127,7	127,7	137,0	137,0
5,47	127,9	127,9	144,5	144,5

Tabela III.11– 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 a 20°C e 1000 mgDQO/L

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,02	224,4	104,9	329,3	0,47	300,7	40,3	6,88	199,2	126,1	325,2	0,63	300,0	35,5
0,33	6,87	217,8	128,6	346,4	0,59	310,3	50,8	6,77	192,6	144,7	337,3	0,75	302,8	48,6
0,67	6,79	220,9	136,7	357,5	0,62	320,3	52,3	6,71	209,8	141,7	351,5	0,68	313,9	52,9
1,00	6,85	228,9	139,7	368,6	0,61	331,3	52,6	6,76	215,3	152,8	368,1	0,71	334,7	47,1
1,50	6,86	241,5	137,7	379,2	0,57	351,8	38,6	6,78	223,4	155,8	379,2	0,70	350,8	40,0
2,00	6,94	255,7	136,1	391,8	0,53	369,5	31,4	6,84	227,9	146,2	374,1	0,64	347,6	37,3
2,50	6,96	263,2	132,1	395,3	0,50	378,6	23,6	6,87	254,6	119,5	374,1	0,47	353,1	29,6
3,00	7,05	294,0	108,4	402,4	0,37	390,7	16,4	7,00	283,9	73,1	357,0	0,26	340,6	23,1
4,00	7,10	260,7	141,7	402,4	0,54	393,6	12,4	7,07	271,8	98,3	370,1	0,36	356,6	19,0
5,00	7,15	256,7	140,2	396,8	0,55	387,5	13,2	7,13	274,8	89,8	364,6	0,33	352,5	16,9
5,33	7,18	259,7	137,2	396,8	0,53	386,6	14,4	7,16	282,9	88,2	371,1	0,31	359,6	16,2

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela III.12 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) realizados em duplicata na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)					
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Totais
0,00	-	-	-	-	-	-
0,33	-	-	1,41096	-	2,42952	3,84048
0,67	-	-	2,01567	-	3,01282	5,02849
1,00	-	-	2,16364	-	3,01835	5,18199
2,00	-	-	1,85406	-	1,94176	3,79582
2,50	-	0,4000	1,23822	-	-	1,63822
3,00	-	9,59905	-	-	-	9,59905
3,50	-	3,43547	-	-	-	3,43547
4,00	-	0,5000	-	-	-	0,5000
4,50	-	-	-	-	-	-
5,00	-	-	-	-	-	-
5,33	-	-	-	-	-	-

Tabela III.13 Perfis de concentração de ($[\text{CH}_4]$, $[\text{CO}_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação a 20°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (h)	$[\text{CH}_4]$ (mmol/L)	$[\text{CO}_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000	0,000	0,0	100,0
0,33	0,128	0,281	31,4	68,6
0,67	0,136	0,228	37,3	62,7
1,00	0,193	0,298	39,2	60,8
1,50	0,276	0,271	50,5	49,5
2,00	0,251	0,259	49,2	50,8
2,50	0,276	0,271	50,5	49,5
3,00	0,256	0,281	47,7	52,3
3,50	0,276	0,268	50,8	49,2
4,00	0,266	0,278	48,9	51,1
4,50	0,276	0,255	52,0	48,0
5,00	0,286	0,358	44,4	55,6
5,33	0,256	0,284	47,4	52,6

(e) Perfis ao Longo do Ciclo na Operação a 15°C e 500 mgDQO/L

Tabela III.14– Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s) realizados em duplicata na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	198,8	203,1	207,4	203,1
0,33	207,1	211,6	190,2	186,3
0,67	164,7	168,3	152,0	148,8
1,00	136,9	139,9	131,0	128,3
1,50	119,4	122,0	116,7	114,3
2,00	101,4	103,6	100,7	98,6
2,50	103,1	105,3	90,7	88,8
3,00	91,6	93,6	88,7	86,9
3,50	91,2	93,2	78,7	77,1
4,00	81,9	83,7	77,2	75,6
4,50	81,2	83,0	78,7	77,1
5,00	81,1	82,9	78,3	76,7
5,33	79,6	81,3	78,6	77,0

Tabela III.15– 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 a 15°C e 500 mgDQO/L

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,47	221,5	58,9	280,4	0,27	260,9	27,4	7,45	227,6	53,6	281,1	0,24	259,9	29,9
0,33	7,38	220,3	67,3	287,6	0,31	266,0	30,5	7,34	224,9	63,9	288,8	0,28	266,3	31,7
0,67	7,31	232,6	65,0	297,6	0,28	275,6	31,0	7,32	240,2	61,2	301,4	0,25	278,1	32,9
1,00	7,36	237,5	69,2	306,8	0,29	284,3	31,6	7,31	239,1	66,6	305,6	0,28	283,8	30,7
1,50	7,31	243,7	67,7	311,4	0,28	292,0	27,3	7,36	248,6	67,3	316,0	0,27	295,0	29,5
2,00	7,45	247,5	69,2	316,7	0,28	301,0	22,1	7,27	249,4	70,0	319,4	0,28	301,2	25,6
2,50	7,43	259,7	55,8	315,6	0,22	302,4	18,6	7,29	258,2	62,0	320,2	0,24	306,3	19,5
3,00	7,42	261,6	55,8	317,5	0,21	306,1	16,0	7,32	257,0	63,1	320,2	0,25	306,0	20,0
4,00	7,40	249,0	63,5	312,5	0,25	300,6	16,8	7,36	250,5	66,9	317,5	0,27	304,7	18,0
5,00	7,45	248,3	63,1	311,4	0,25	299,8	16,2	7,30	248,6	67,3	316,0	0,27	304,8	15,7
5,33	7,47	250,2	47,8	298,0	0,19	287,4	14,8	7,28	247,9	66,6	314,4	0,27	303,9	14,8

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela III.16 Perfis de concentração de ([CH₄, [CO₂]) e fração molar (Y_{CH₄}, Y_{CO₂}) de metano e dióxido de carbono na operação a 15°C e 500 mgDQO/L

Tempo (h)	[CH ₄] (mmol/L)	[CO ₂] (mmol/L)	Y _{CH₄} (%)	Y _{CO₂} (%)
0,00	0,000	0,001	0,0	100,0
0,33	0,079	0,219	26,5	73,5
0,67	0,168	0,361	31,7	68,3
1,00	0,266	0,383	41,0	59,0
1,50	0,304	0,362	45,7	54,3
2,00	0,410	0,362	53,1	46,9
2,50	0,394	0,362	52,1	47,9
3,00	0,410	0,383	51,7	48,3
3,50	0,418	0,395	51,4	48,6
4,00	0,419	0,357	54,0	46,0
4,50	0,400	0,380	51,3	48,7
5,00	0,406	0,380	51,6	48,4
5,33	0,405	0,400	50,3	49,7

(f) Perfis ao Longo do Ciclo na Operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

Tabela III.17– Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s) realizados em duplicata na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C _s (mgDQO/L)	C _s ' (mgDQO/L)	C _s (mgDQO/L)	C _s ' (mgDQO/L)
0,00	480,3	475,3	470,3	475,3
0,33	437,9	433,3	431,9	436,5
0,67	388,1	384,1	376,2	380,2
1,00	376,4	372,5	350,6	354,3
1,50	346,4	342,8	340,2	343,8
2,00	330,6	327,2	304,2	307,4
2,50	315,9	312,6	294,0	297,1
3,50	258,4	255,7	257,1	259,8
4,00	238,4	235,9	241,4	244,0
4,50	230,6	228,2	230,5	233,0
5,00	232,5	230,1	213,6	215,9
5,47	232,6	230,2	190,2	192,2

Tabela III.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 a 15°C e 1000 mgDQO/L

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	221,4	98,5	319,9	0,44	282,8	52,3	6,70	132,4	168,5	301,0	1,27	277,2	33,5
0,33	7,01	217,4	116,7	334,1	0,54	283,6	71,1	6,46	117,1	187,9	305,0	1,60	268,3	51,7
0,67	6,97	218,9	128,0	346,9	0,59	291,2	78,5	6,41	119,7	195,2	314,8	1,63	276,6	53,8
1,00	6,94	220,3	138,6	358,9	0,63	298,4	85,3	6,40	115,3	205,4	320,7	1,78	277,1	61,3
1,50	6,93	219,6	142,3	361,9	0,65	299,0	88,6	6,46	118,2	205,4	323,6	1,74	277,7	64,7
2,00	6,95	225,4	150,3	375,7	0,67	313,6	87,5	6,50	122,6	213,4	336,0	1,74	291,8	62,2
2,50	7,06	228,3	147,7	376,1	0,65	315,6	85,2	6,58	130,6	210,5	341,1	1,61	299,2	59,0
3,00	7,03	228,3	152,8	381,2	0,67	328,3	74,6	6,57	135,0	213,0	348,0	1,58	312,8	49,5
4,00	7,17	238,6	143,0	381,6	0,60	337,3	62,3	6,72	139,0	214,1	353,1	1,54	325,3	39,2
5,00	7,20	250,2	139,7	389,9	0,56	356,9	46,5	6,74	144,1	217,1	361,1	1,51	340,5	29,0
5,33	7,27	249,5	135,7	385,2	0,54	356,6	40,3	6,71	145,9	223,6	369,5	1,53	356,6	18,3

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela III.19 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) realizados em duplicata na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)					
	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Valérico	Totais
0,00	-	0	-	3,13709	-	3,13709
0,33	-	3,49521	-	4,77886	-	8,27407
0,67	-	4,22079	-	5,83919	-	10,05998
1,00	-	5,60734	-	7,71831	-	13,32565
2,00	-	5,53096	-	7,56757	-	13,09853
2,50	-	5,54051	-	8,85756	-	14,39807
3,00	-	5,55763	-	7,41966	-	12,97729
3,50	-	5,84760	-	7,60814	-	13,45574
4,00	-	5,70310	-	7,28188	1,49405	14,47903
4,50	-	6,14785	-	7,89890	1,67022	15,71697
5,00	31,33483	6,03545	-	6,82626	-	44,19654
5,33	-	6,43539	-	6,73093	-	13,16632

Tabela III.20 – Perfis de concentração de ([CH₄, [CO₂]) e fração molar (Y_{CH₄}, Y_{CO₂}) de metano e dióxido de carbono na operação a 15°C e 1000 mgDQO/L

Tempo (h)	[CH ₄] (mmol/L)	[CO ₂] (mmol/L)	Y _{CH₄} (%)	Y _{CO₂} (%)
0,00	0,000	0,001	0,0	100,0
0,33	2,747	0,593	82,3	17,7
0,67	3,018	0,629	82,7	17,3
1,00	4,088	0,942	81,3	18,7
1,50	4,735	1,152	80,4	19,6
2,00	6,129	1,198	83,6	16,4
2,50	6,456	1,177	84,6	15,4
3,00	6,236	1,313	82,6	17,4
3,50	6,502	1,194	84,5	15,5
4,00	5,941	1,068	84,8	15,2
4,50	6,358	1,124	85,0	15,0
5,00	6,078	1,342	81,9	18,1
5,33	6,342	1,152	84,6	15,4