

**JOSÉ ANTONIO GHILARDI**

**AVALIAÇÃO DA ESTABILIDADE E DA EFICIÊNCIA DE  
UM ASBBR COM AGITAÇÃO APLICADO AO  
TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE INDÚSTRIA  
AUTOMOBILÍSTICA**

SÃO CAETANO DO SUL

2006

**JOSÉ ANTONIO GHILARDI**

**AVALIAÇÃO DA ESTABILIDADE E DA EFICIÊNCIA DE  
UM ASBBR COM AGITAÇÃO APLICADO AO  
TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE INDÚSTRIA  
AUTOMOBILÍSTICA**

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

Linha de Pesquisa: Tratamento Biológico de Efluentes

Orientadores: Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues  
Prof<sup>ª</sup>. Dr<sup>ª</sup>. Suzana Maria Ratusznei

SÃO CAETANO DO SUL

2006

Ghilardi, José Antonio

Avaliação da Estabilidade e da Eficiência de  
um ASBBR com agitação aplicado ao tratamento  
de água residuária de indústria automobilística.

Dissertação de Mestrado – Escola de Engenharia  
Mauá do Centro Universitário do Instituto Mauá de  
Tecnologia, São Caetano do Sul, SP, 2006, 161p.

## DEDICATÓRIA

*À Rosemary, minha esposa, companheira  
de todas as horas, e aos meus filhos Ana  
Paula , Marcelo e Fernanda Regina.*

## **AGRADECIMENTOS**

Em primeiro lugar a Deus por me permitir alcançar mais este objetivo.

À minha esposa Rosemary e aos meus filhos Ana Paula, Marcelo e Fernanda Regina pela minha prolongada ausência nos momentos familiares.

À DaimlerChrysler do Brasil Ltda., empresa onde estou há 28 anos e colaborou financeiramente para o atingimento desta meta.

À Escola de Engenharia Mauá, que me ensinou desde o início de minha vida acadêmica, os princípios da ética e da perseverança.

Ao Magnífico Reitor do Centro Universitário Mauá, Prof. Dr. Otávio de Mattos Silveiras, exemplo de integridade e ética.

Ao Prof. Dr. Roberto de Aguiar Peixoto, que sempre me trouxe palavras de apoio.

Ao Prof. Dr. Gustavo Ferreira Leonhardt, que sempre firme, me orientou no sentido de cumprir esta missão.

Ao Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues pela orientação deste trabalho.

À Prof<sup>a</sup>. Dra. Suzana Maria Ratusznei por todo auxílio na elaboração desta dissertação.

À Prof<sup>a</sup>. Dra. Catarina Simone de Andrade Canto, que me transferiu importantes conhecimentos.

Ao acadêmico de Engenharia Química da Escola de Engenharia Mauá, Ricardo Polaisis Oliveira, que monitorou com tanta dedicação os experimentos deste trabalho no Laboratório de Bioquímica da EEM.

À Maria Margareth Marques, secretária do Setor de Pós- Graduação da EEM, sempre solícita e gentil.

Ao meu diretor na DaimlerChrysler, Eng<sup>o</sup>. Luiz Tavares de Carvalho, ícone profissional e humano.

Ao responsável pela ETE da DaimlerChrysler, Eng<sup>o</sup>. Guerit Klaus Becker.

Ao colega Eng<sup>o</sup>. Ricardo Przada pela cobertura em meus momentos de ausência na DaimlerChrysler.

Ao colega Eng<sup>o</sup>. Bruno Carvalho Pegas, pela correria e aplicação na coleta dos lotes de água residuária e pelo auxílio de informática na formatação deste trabalho.

Aos colegas, Eng<sup>o</sup>. Alexandre Erucci Cianci da Silva e Eng<sup>o</sup>. José Roberto Zampieri Junior, pelo apoio logístico no transporte dos lotes de água residuária e no auxílio de busca de bibliografias inéditas.

À colega Tânia Cristina da Nova Setagawa, nossa secretária na DaimlerChrysler, pelo auxílio na versão para a língua inglesa.

Aos colegas Rogério Baccarin, Juliana Estefânia dos Santos, Daniela Castanho e Rosa Maria da Silva pelas correrias no transporte dos lotes de água residuária.

Ao colega Roberto Antônio Bezerra Júnior pela convivência no Laboratório de Bioquímica da EEM.

À acadêmica da Escola de Engenharia Mauá e nossa estagiária na Daimler Chrysler, Carolina Ceragioli Oliveira, pelo auxílio nas versões para a língua inglesa.

Ao responsável pela Portaria 3 da DaimlerChrysler, Wilson Cesar Fonseca, por sua gentileza e compreensão, e que facilitou durante meses, o trânsito dos lotes de água residuária.

## EPÍGRAFE

*“Embora ninguém possa voltar atrás e fazer um novo  
começo, qualquer um pode começar agora e fazer  
um novo fim” (Chico Xavier).*

## SUMÁRIO

RESUMO.....	I
ABSTRACT.....	II
LISTA DE FIGURAS.....	III
LISTA DE TABELAS.....	VI
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.....	VII
LISTA DE SÍMBOLOS.....	VIII
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
3.1. A disseminação da tecnologia anaeróbia no tratamento de água residuária.....	5
3.2. Princípios da Cinética das Reações Químicas.....	7
3.3. Reator anaeróbio operado em batelada seqüencial - ASBR.....	12
3.3.1. Introdução.....	12
3.3.2. Princípio de funcionamento do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial - ASBR.....	13
3.3.3. Vantagens e Aplicações do ASBR.....	13
3.4. Estudo das variáveis de influência na operação de um ASBR.....	14
3.4.1. Introdução.....	14
3.4.2. Imobilização da biomassa.....	15
3.4.2.1. Formação de biofilmes.....	16
3.4.2.2. Granulação da biomassa.....	18
3.4.3. Estratégia de Alimentação.....	19
3.4.4. Influência da agitação.....	21



3.4.4.1.	Agitação por circulação de biogás.....	22
3.4.4.2.	Agitação por circulação de líquido.....	22
3.4.4.3.	Agitação mecânica.....	23
3.4.4.3.1.	Tubo de tiragem ("draft-tube").....	25
3.5.	Considerações finais.....	26
4.	MATERIAIS E MÉTODOS.....	27
4.1.	Materiais.....	27
4.1.1.	Configuração do Reator.....	27
4.1.2.	Suporte de Imobilização da Biomassa Anaeróbia.....	30
4.1.3.	Inóculo.....	30
4.1.4.	Água Residuária.....	30
4.2.	Métodos.....	33
4.2.1.	Análises Físico-Químicas.....	33
4.2.2.	Composição do Biogás.....	34
4.3.	Fundamentos Teóricos.....	34
4.3.1.	Eficiência de remoção de matéria orgânica.....	34
4.3.2.	Normalização da Concentração de Matéria Orgânica ( $C_s'$ ).....	35
4.3.3.	Modelagem Cinética.....	35
4.4.	Procedimento Experimental.....	41
4.4.1.	Imobilização da Biomassa Anaeróbia.....	41
4.4.2.	Preparo da Água Residuária para Alimentação do Reator.....	41
4.4.3.	Condições de Operação do ASBBR.....	43
4.4.3.1.	Operação do ASBBR na <i>Condição I</i> .....	43
4.4.3.2.	Operação do ASBBR na <i>Condição II</i> .....	45
4.4.3.3.	Operação do ASBBR na <i>Condição III</i> .....	47

4.4.3.4.	Operação do ASBBR na <i>Condição IV</i> .....	48
4.4.3.5.	Operação do ASBBR na <i>Condição V</i> .....	49
4.5.	Parâmetros de Operação do ASBBR.....	51
4.6.	Perfis ao Longo do Ciclo de Operação do Reator.....	52
4.7.	Análise dos resultados experimentais.....	53
5.	RESULTADOS e DISCUSSÃO.....	54
5.1.	Análise da <i>Água Residuária “in natura”</i> .....	54
5.2.	Operação do ASBBR na <i>Condição I</i> .....	56
5.2.1.	Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na <i>Condição I</i> .....	60
5.3.	Operação do ASBBR na <i>Condição II</i> .....	65
5.3.1.	Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na <i>Condição II</i> .....	71
5.4.	Operação do ASBBR na <i>Condição III</i> .....	77
5.4.1.	Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na <i>Condição III</i> .....	79
5.5.	Operação do ASBBR na <i>Condição IV</i> .....	84
5.5.1.	Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na <i>Condição IV</i> .....	86
5.6.	Operação do ASBBR na <i>Condição V</i> .....	91
5.6.1.	Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na <i>Condição V</i> .....	93
5.7.	Visão holística sobre as condições estudadas.....	97
6.	CONCLUSÕES e SUGESTÕES.....	108
6.1.	Conclusões.....	108
6.2.	Sugestões.....	110
7.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	111
	ANEXOS.....	118
	ANEXO I : VARIÁVEIS MONITORADAS DA <i>ÁGUA RESIDUÁRIA “in natura”</i> .....	119

ANEXO II: COMPOSIÇÃO DA <i>ÁGUA RESIDUÁRIA</i> PARA OPERAÇÃO	
DO REATOR.....	122
ANEXO III: VARIÁVEIS MONITORADAS DO AFLUENTE.....	129
ANEXO IV: VARIÁVEIS MONITORADAS DO EFLUENTE.....	137
ANEXO V: VARIÁVEIS MONITORADAS DO EFLUENTE NOS	
PERFIS AO LONGO DE UM CICLO DE OPERAÇÃO.....	151

## RESUMO

Este trabalho foi direcionado à avaliação da estabilidade e eficiência de um reator anaeróbio operado em batelada sequencial (ASBR) contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano na forma de cubos de 5 mm de lado, para o tratamento de água residuária industrial com concentração variada de matéria orgânica. Foi verificado o comportamento do sistema, alterando-se as estratégias de suplementação do meio, tempos e volumes de carregamento e descarregamento. O reator de 5L de volume nominal, mantido à temperatura de  $30 \pm 1^\circ \text{C}$  e sob agitação mecânica de 400 rpm, com 3 ciclos de 8 horas por dia, foi operado em 5 condições. A primeira condição alimentada com 2L no modo batelada em 10 minutos, o afluente foi suplementado por nitrogênio, carbono, nutrientes e bicarbonato de sódio, com concentração de matéria orgânica de 1000 mgDQO/L, foram descarregados 2L em 10 minutos e alcançou eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de 88%. A segunda condição alimentada com 2L em modo batelada em 10 minutos, o afluente foi suplementado com concentrações variadas de nitrogênio, carbono, nutrientes e bicarbonato de sódio, com concentração de matéria orgânica entre 1500 e 2000 mgDQO/L, foram descarregados 2L em 10 minutos e alcançou eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de 72%. A terceira condição foi alimentada com 2L em modo batelada em 10 minutos, o afluente suplementado por bicarbonato de sódio, com concentração de matéria orgânica de 1000 mgDQO/L, foram descarregados 2L em 10 minutos e alcançou eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de 78%. A quarta condição foi alimentada em batelada seguida de batelada alimentada, sendo 1L do afluente carregado em 10 minutos e 1L carregado em 4 horas, no final 2L foram descarregados em 10 minutos, sendo o afluente suplementado por bicarbonato de sódio, com concentração de matéria orgânica de 1000 mgDQO/L e alcançou eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de 77%. A quinta condição alimentada no modo batelada alimentada com carregamento de 1L do afluente em 4 horas, descarregamento de 1L de efluente em 10 minutos e mantido no reator 1L do ciclo anterior, o afluente foi suplementado por bicarbonato de sódio, a concentração de matéria orgânica foi em torno de 1000 mgDQO/L e alcançou eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de 80%.

Palavras-chave: ASBR, tratamento anaeróbio, biomassa imobilizada, agitação mecânica.

## ABSTRACT

This paper had been directed to the evaluation of the stability and efficiency of an anaerobic reactor operated in batch fed (ASBR), containing immobilized biomass in polyurethane foam in cubic format, 5 mm of side, for the industrial wastewater treatment with varied concentration of organic matters. It was verified the behavior of the system by changing the supplying strategy of the environment, times and volumes of loading and unloading. The reactor of 5 L of nominal volume, kept at the temperature of  $30 \pm 1^\circ \text{C}$  and under mechanics agitation of 400 rpm, with 3 cycles of 8 hours per day, was operated in 5 conditions. The first condition was fed in batch mode with 2 L in 10 minutes, the affluent was supplied by nitrogen, carbon, nutrients and sodium bicarbonate, with concentration of organic matters of 1000 mgDQO/L, were unloaded 2 L in 10 minutes and reached 88% efficiency of organic matters removal for filtrate samples. The second condition fed in batch mode with 2 L in 10 minutes, the affluent was supplied with variable concentrations of nitrogen, carbon, nutrients and sodium bicarbonate, and concentration of organic matters of affluent between 1500 and 2000 mgDQO/L, were unloaded 2 L in 10 minutes and reached 72% efficiency of organic matters removal to filtrate samples . The third condition was fed in batch mode in 10 minutes, the affluent was supplied with sodium bicarbonate with concentration of organic matters around of 1000 mgDQO/L, reaching efficiency of organic matters removal for filtered samples of 78%. The fourth condition was fed in batch followed by batch fed, having 1L of affluent loaded in 10 minutes and 1L loaded throughout 4 hours, in the end were unloaded 2L in 10 minutes, being the affluent supplied by sodium bicarbonate, with concentration of organic matters around 1000 mgDQO/L, reaching 77% efficiency of organic matters removal for filtrate samples. The fifth condition was operated in batch fed loaded 1 L of the affluent in 4 hours, unloaded 1 L of effluent in 10 minutes and remaining in the reactor 1 L of the previous cycle, the affluent was supplied by sodium bicarbonate; the concentration of organic matters was around 1000 mgDQO/L, reaching efficiency of organic matters removal for filtrate samples of 80%.

Key-Words: ASBR, anaerobic treatment, immobilized biomass, mechanics agitation.

## LISTA DE FIGURAS

<b>FIGURA 3.1:</b>	Balanço de massa em um volume qualquer.....	10
<b>FIGURA 4.1:</b>	Esquema do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada.....	28
<b>FIGURA 4.2:</b>	Fotografia da montagem experimental.....	29
<b>FIGURA 4.3:</b>	Fotografia do reator com sistema de agitação mecânica.....	29
<b>FIGURA 4.4:</b>	Esquema do Pré- Tratamento da <i>Água Residuária Industrial</i> .....	32
<b>FIGURA 5.1:</b>	Concentração de matéria orgânica na <i>Condição I</i> .....	58
<b>FIGURA 5.2:</b>	Eficiência de remoção de matéria orgânica na <i>Condição I</i> .....	58
<b>FIGURA 5.3:</b>	Perfil de remoção de matéria orgânica na <i>Condição I</i> .....	60
<b>FIGURA 5.4:</b>	Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários na <i>Condição I</i> .....	61
<b>FIGURA 5.5:</b>	Perfil de concentração de ácidos voláteis totais na <i>Condição I</i> .....	62
<b>FIGURA 5.6:</b>	Perfil de alcalinidade a bicarbonato na <i>Condição I</i> .....	62
<b>FIGURA 5.7:</b>	Perfil de pH na <i>Condição I</i> .....	63
<b>FIGURA 5.8:</b>	Perfil de concentração de metano e gás carbônico na <i>Condição I</i> .....	64
<b>FIGURA 5.9:</b>	Perfil de fração molar de metano e gás carbônico na <i>Condição I</i> .....	64
<b>FIGURA 5.10:</b>	Concentração de matéria orgânica na <i>Condição II</i> .....	69
<b>FIGURA 5.11:</b>	Eficiência de remoção de matéria orgânica na <i>Condição II</i> .....	69
<b>FIGURA 5.12:</b>	Perfil de concentração de matéria orgânica na <i>Condição II</i> .....	71
<b>FIGURA 5.13:</b>	Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários na <i>Condição II</i> .....	72
<b>FIGURA 5.14:</b>	Perfil de concentração de de ácidos voláteis totais na <i>Condição II</i> ....	73
<b>FIGURA 5.15:</b>	Perfil de alcalinidade a bicarbonato na <i>Condição II</i> .....	74
<b>FIGURA 5.16:</b>	Perfil de pH na <i>Condição II</i> .....	74
<b>FIGURA 5.17:</b>	Perfil de concentração de metano e gás carbônico na <i>Condição II</i> .....	75
<b>FIGURA 5.18:</b>	Perfil de fração molar de metano e gás carbônico na <i>Condição II</i> .....	76
<b>FIGURA 5.19:</b>	Concentração de matéria orgânica na <i>Condição III</i> .....	78
<b>FIGURA 5.20:</b>	Eficiência de remoção de matéria orgânica na <i>Condição III</i> .....	78
<b>FIGURA 5.21:</b>	Perfil de concentração de matéria orgânica na <i>Condição III</i> .....	79
<b>FIGURA 5.22:</b>	Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários na <i>Condição III</i> .....	80
<b>FIGURA 5.23:</b>	Perfil de concentração de ácidos voláteis totais na <i>Condição III</i> .....	81

<b>FIGURA 5.24</b>	Perfil de alcalinidade a bicarbonato na <i>Condição III</i> .....	81
<b>FIGURA 5.25:</b>	Perfil de pH na <i>Condição III</i> .....	82
<b>FIGURA 5.26:</b>	Perfil de concentração de metano e gás carbônico na <i>Condição III</i> ....	82
<b>FIGURA 5.27:</b>	Perfil de fração molar de metano e gás carbônico na <i>Condição III</i> ....	83
<b>FIGURA 5.28:</b>	Concentração de matéria orgânica na <i>Condição IV</i> .....	85
<b>FIGURA 5.29:</b>	Eficiência de remoção de matéria orgânica na <i>Condição IV</i> .....	85
<b>FIGURA 5.30:</b>	Perfil de concentração de matéria orgânica na <i>Condição IV</i> .....	87
<b>FIGURA 5.31:</b>	Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários na <i>Condição IV</i> .....	88
<b>FIGURA 5.32:</b>	Perfil de concentração de ácidos voláteis totais na <i>Condição IV</i> .....	88
<b>FIGURA 5.33:</b>	Perfil de alcalinidade a bicarbonato na <i>Condição IV</i> .....	89
<b>FIGURA 5.34:</b>	Perfil de pH na <i>Condição IV</i> .....	89
<b>FIGURA 5.35:</b>	Perfil de concentração de metano e gás carbônico na <i>Condição IV</i> ....	90
<b>FIGURA 5.36:</b>	Perfil de fração molar de metano e gás carbônico na <i>Condição IV</i> ....	90
<b>FIGURA 5.37:</b>	Concentração de matéria orgânica na <i>Condição V</i> .....	92
<b>FIGURA 5.38:</b>	Eficiência de remoção de matéria orgânica na <i>Condição V</i> .....	92
<b>FIGURA 5.39:</b>	Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários na <i>Condição V</i> .....	93
<b>FIGURA 5.40:</b>	Perfil de concentração de ácidos voláteis totais na <i>Condição V</i> .....	94
<b>FIGURA 5.41:</b>	Perfil de alcalinidade a bicarbonato na <i>Condição V</i> .....	94
<b>FIGURA 5.42:</b>	<i>Perfil de pH na Condição V</i> .....	95
<b>FIGURA 5.43:</b>	Perfil de concentração de metano e gás carbônico na <i>Condição V</i> .....	96
<b>FIGURA 5.44:</b>	Perfil de fração molar de metano e gás carbônico na <i>Condição V</i> .....	96
<b>FIGURA 5.45:</b>	Eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas e não filtradas nas <i>Condições I e II</i> .....	99
<b>FIGURA 5.46:</b>	Eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas e não filtradas nas <i>Condições III e IV</i> .....	101
<b>FIGURA 5.47:</b>	Eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas e não filtradas na <i>Condição V</i> .....	102
<b>FIGURA 5.48:</b>	Perfil de $C_S$ , $C_{AVT}$ e $C_M$ na <i>Condição I</i> .....	104
<b>FIGURA 5.49:</b>	Perfil de $C_S$ , $C_{AVT}$ e $C_M$ na <i>Condição II</i> .....	104
<b>FIGURA 5.50:</b>	Perfil de $C_S$ , $C_{AVT}$ e $C_M$ na <i>Condição III</i> .....	104
<b>FIGURA 5.51:</b>	Perfil de $C_S$ , $C_{AVT}$ e $C_M$ na <i>Condição IV</i> .....	105

<b>FIGURA 5.52:</b>	Perfil de $C_S$ , $C_{AVT}$ e $C_M$ na <i>Condição V</i> .....	105
<b>FIGURA 5.53:</b>	Eficiência de remoção em função da COV para todas as condições implementadas e parâmetros cinéticos em função da relação $COV_{BA}/COV_B$ para as <i>Condições III, IV e V</i> .....	106



## LISTA DE TABELAS

<b>TABELA 4.1:</b>	Características do inóculo utilizado.....	30
<b>TABELA 4.2:</b>	Composição da <i>Água Residuária para Alimentação do Reator nas Condições I, II, III, IV e V</i> .....	42
<b>TABELA 4.3:</b>	Período de operação do ASBBR (em dias e ciclos) e suplementação da <i>Água Residuária para Operação do Reator na Condição I</i> .....	45
<b>TABELA 4.4:</b>	Período de operação do ASBBR (em dias e ciclos) e suplementação da <i>Água Residuária para Operação do Reator na Condição II</i> .....	47
<b>TABELA 4.5:</b>	Período de operação do ASBBR (em dias e ciclos) e suplementação da <i>Água Residuária para Operação do Reator na Condição III</i> .....	48
<b>TABELA 4.6:</b>	Período de operação do ASBBR (em dias e ciclos) e suplementação da <i>Água Residuária para Operação do Reator na Condição IV</i> .....	49
<b>TABELA 4.7:</b>	Período de operação do ASBBR (em dias e ciclos) e suplementação da <i>Água Residuária para Operação do Reator na Condição V</i> .....	50
<b>TABELA 4.8:</b>	Principais características de processo na operação do reator.....	51
<b>TABELA 5.1:</b>	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Condição Ia</i> .....	57
<b>TABELA 5.2:</b>	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Condição Ib</i> .....	57
<b>TABELA 5.3:</b>	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Condição IIa</i> .....	65
<b>TABELA 5.4:</b>	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Condição IIb</i> .....	66
<b>TABELA 5.5:</b>	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Condição IIc</i> .....	67
<b>TABELA 5.6:</b>	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Condição IId</i> .....	68
<b>TABELA 5.7:</b>	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Condição III</i> .....	77
<b>TABELA 5.8:</b>	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Condição IV</i> .....	84
<b>TABELA 5.9:</b>	Valores médios das variáveis monitoradas na <i>Condição V</i> .....	91
<b>TABELA 5.10:</b>	Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente..	97
<b>TABELA 5.11:</b>	Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente..	98
<b>TABELA 5.12:</b>	Resumo do ajuste cinético no ASBBR.....	106

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ASBR	Reator Anaeróbio Operado em Batelada Seqüencial ( <i>Anaerobic Sequencing Batch Reactor</i> ).
ASBBR	Reator Anaeróbio Operado em Batelada Seqüencial com Biomassa Imobilizada ( <i>Anaerobic Sequencing Biofilm Batch Reactor</i> )
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
EMM/IMT	Escola de Engenharia Mauá do Instituto Mauá de Tecnologia
EESC/USP	Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo
EPR	Etileno Propileno
FAPESP	Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo
IPH/UFRGS	Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul
PVC	Cloro polivinil
UASB	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo ( <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> )

## LISTA DE SÍMBOLOS

AB	Alcalinidade a bicarbonato, (mgCaCO <sub>3</sub> /L)
AI	Alcalinidade intermediária, (mgCaCO <sub>3</sub> /L)
AP	Alcalinidade parcial, (mgCaCO <sub>3</sub> /L)
AT	Alcalinidade total, (mgCaCO <sub>3</sub> /L)
AV	Ácidos voláteis intermediários (mg/L)
AVT	Concentração de ácidos voláteis totais, (mgHAc/L)
C <sub>AF</sub>	Concentração de matéria orgânica total no afluente, (mgDQO/L)
COV	Carga orgânica volumétrica, (gDQO/L.d)
C <sub>S</sub>	Concentração de substrato na obtenção de perfil, (mgDQO/L)
C <sub>SR</sub>	Concentração residual de substrato, (mgDQO/L)
C <sub>SS</sub>	Concentração de substrato para amostras filtradas no monitoramento do efluente, (mgDQO/L)
C <sub>ST</sub>	Concentração total de substrato para amostras não filtradas no monitoramento do efluente, (mgDQO/L)
F/M	Razão substrato/microrganismo
HAc	Ácido acético
pH	Potencial hidrogeniônico

Q	Vazão, (L/h)
SST	Concentração de sólidos suspensos totais, (mg/L)
SSV	Concentração de sólidos suspensos voláteis, (mg/L)
ST	Concentração de sólidos totais, (mg/L)
SVT	Concentração de sólidos voláteis totais, (mg/L)
T	Temperatura (° C)

## **CAPÍTULO 1**

### **INTRODUÇÃO**

A biotecnologia de processos anaeróbios para tratamento de águas residuárias tem tido um desenvolvimento extraordinário com a introdução de reatores contendo biomassa imobilizada. A principal diferença destes reatores em relação aos convencionais é que eles possibilitam a operação com tempos de residência celular elevados, mesmo quando operando a baixos tempos de residência hidráulica, resultando em diminuição do volume reacional e tornando-os mais viáveis economicamente (VARESCHE *et al.*, 1997).

Apesar dos biofilmes aderidos serem bastante estudados na atualidade, parâmetros fundamentais para simulação, otimização e aumento de escala de reatores anaeróbios heterogêneos são raramente encontrados na literatura. Na realidade, a maior parte dos reatores biológicos tem sido projetada baseando-se em critérios empíricos. Desta forma, a aplicação de tais critérios resulta, na maior parte dos casos, em unidades não-otimizadas, e até mesmo inadequadas para o objetivo proposto. Assim sendo, o desenvolvimento de critérios racionais de projeto é de extrema importância para a modelagem, o projeto e a otimização deste tipo de processo.

Os reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial vêm recebendo maior atenção nos últimos anos, com sua aplicação voltada para o tratamento de águas residuárias em geral. Os resultados até então obtidos demonstram que o mesmo é adequado para efluentes de baixa concentração, caso dos esgotos sanitários, e para efluentes industriais de diversos tipos (KATO *et al.*, 1999).

A característica básica do reator operado em batelada seqüencial, com fluxo descontínuo ou intermitente, é 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 completamente, permitindo um bom contato esgoto/biomassa. O tratamento é efetuado em

tanque único, em uma seqüência operacional que compreende as seguintes fases: (I) enchimento com água residuária; (II) tratamento propriamente dito, por meio das reações ou transformações dos constituintes do esgoto por microrganismos; (III) sedimentação final do lodo biológico, após finalização das reações; (IV) esvaziamento do tanque, com retirada do líquido tratado e clarificado. A fase (III) é inexistente em reatores operados com biomassa imobilizada.

Este tipo de reator apresenta vantagens importantes em relação aos reatores anaeróbios convencionais. Nele é possível conseguir uma baixa razão substrato/microrganismo (favorecendo a floculação biológica e a sedimentação) e, ao mesmo tempo, processar esgoto a altas taxas. A concentração de substrato é maior logo após a alimentação, diminuindo com o tempo de reação. No reator descontínuo não há necessidade da existência de sedimentador em separado e de recirculação externa do lodo biológico.

Reatores anaeróbios descontínuos com novas configurações são alternativas para a solução de problemas relacionados à aplicação de tais reatores. A utilização de suportes inertes permitiria melhor utilização de biomassa, assim como eliminação da fase de sedimentação, proporcionando a redução de tempo no ciclo total. Além disso, a imobilização em suporte inerte poderia eliminar as incertezas quanto ao processo de granulação, quando da utilização de reatores descontínuos (DAGUE et al., 1992).

Os avanços conseguidos com a utilização de reatores operados em batelada e contendo biomassa imobilizada em matrizes de espuma de poliuretano permitem vislumbrar a aplicação para vários tipos de águas residuárias industriais. Entretanto, estudos mais aprofundados devem ser realizados com a finalidade de se avaliar a real aplicabilidade deste tipo de sistema.

A aplicação dos reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial e contendo microrganismos imobilizados depende ainda de muitos aspectos fundamentais e tecnológicos. Dentre os aspectos fundamentais, podem ser destacados os fenômenos de transferência de massa, o comportamento cinético, além do comportamento hidrodinâmico.

Os aspectos tecnológicos incluem avaliações operacionais de tais sistemas e a aplicabilidade para tratamento de águas residuárias complexas, como no caso de estudo desse projeto, o qual visa investigar o efluente de uma indústria automobilística, de modo que se consiga a diminuição da concentração de matéria orgânica antes do despejo destas águas residuárias no meio ambiente.

Nesse contexto, o objetivo principal desse trabalho de mestrado constou da avaliação operacional de um reator anaeróbio operado em batelada seqüencial, contendo biomassa

imobilizada e com agitação mecânica, tratando água residuária de composição complexa de uma indústria automobilística.

## **CAPÍTULO 2**

### **OBJETIVOS**

Este trabalho teve como objetivo principal a avaliação operacional de um reator anaeróbio operado em batelada seqüencial, contendo biomassa imobilizada e agitação mecânica, tratando água residuária de composição complexa de uma indústria automobilística. Foram estabelecidos ainda, os seguintes objetivos específicos :

- (I) Avaliação da estabilidade e da eficiência do reator, levando-se em consideração a remoção de matéria orgânica para diferentes concentrações de afluente.
- (II) Monitoramento da estabilidade do sistema, quando submetido a diferentes períodos de carregamento, ou seja, operação em batelada e batelada alimentada.
- (III) Verificação da necessidade de suplementação de nutrientes e alcalinidade, em função da água residuária tratada ser industrial.
- (IV) Comparação dos resultados e estabelecimento de conclusões.



## **CAPÍTULO 3**

### **REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

O presente capítulo contempla uma breve revisão bibliográfica sobre o tratamento biológico de águas residuárias em ASBBR – Anaerobic Sequencing Biofilm Batch Reactor - e também assuntos relacionados ao objeto de pesquisa deste trabalho, tais como: conhecimento do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial (origem, características, aplicação, ampliação de escala, comparação com outros sistemas e cinética); suportes inertes utilizados em reatores anaeróbios; aspectos da formação de biofilmes; aspectos da microbiologia em reatores anaeróbios.

#### **3.1. A disseminação da tecnologia anaeróbia no tratamento de águas residuárias**

Segundo McCARTY (1982), a primeira contribuição significativa ao tratamento anaeróbio dos sólidos em suspensão presentes em esgotos sanitários foi a câmara vedada ao ar, desenvolvida na França em 1882 e denominada *Fossa Automática Mouras*. Recebido com grande entusiasmo pelos técnicos da época, este sistema diferenciava-se de outras fossas utilizadas por serem completamente vedados os acessos de ar no seu interior. A câmara fechada ao ar permitia que o material em suspensão presente nos esgotos fosse liqüefeito. Outras unidades, baseadas na *Fossa Mouras*, foram então desenvolvidas como o *Tanque Talbot* nos Estados Unidos, em 1894, o *Tanque Séptico* na Inglaterra, em 1895, e o *Tanque Imhoff* na Alemanha, em 1905.

O tanque Imhoff provocou a redução dos custos de deposição de lodos e rapidamente tornou-se bem sucedido, principalmente nos Estados Unidos. Contudo, apesar do melhor desempenho dos tanques sépticos, os tanques Imhoff ainda apresentavam alguns problemas:

eram profundos, sendo que o tanque de digestão era intimamente conectado ao de sedimentação. A instalação de um sistema de aquecimento de lodo em digestor separado solucionou o problema, proporcionando uma eficiência maior que a dos tanques Imhoff. O aquecimento dos tanques de digestão passou a ser feito utilizando-se o metano produzido pelo processo, e a partir daí, o sistema cresceu rapidamente em popularidade (McCARTY, 1982).

Ao final dos anos 30, já havia um conhecimento acumulado razoável do processo de digestão para permitir a sua aplicação prática no tratamento de lodos de esgotos em digestores aquecidos, uma vez que numerosos estudos realizados em anos anteriores levaram ao melhor entendimento da importância da inoculação e do controle do pH em sistemas anaeróbios. O desenvolvimento da tecnologia anaeróbia porém, só ocorreu nos anos 50, quando a necessidade da manutenção de altas concentrações de microrganismos nos digestores e de um contato eficiente entre a biomassa e a água residuária foi reconhecida. IZA *et.al.*<sup>1</sup> *apud* NDON & DAGUE (1997), afirmam que a idéia da captura de sólidos com subsequente recirculação no reator foi utilizada no desenvolvimento de um reator que ficaria conhecido como *Processo Anaeróbio de Contato*.

Segundo ZAIAT *et al.* (2001), “a tendência do uso do reator anaeróbio como principal unidade de tratamento biológico deve-se principalmente à constatação de que uma fração considerável da matéria orgânica pode ser removida, nessa unidade, sem o dispêndio de energia, com menor produção de lodo de excesso e a possibilidade de recuperação e utilização do gás metano como combustível”.

A concepção e disseminação do uso do reator anaeróbio de manta de lodo, conhecido como UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), são responsáveis pelo crescimento da aplicação dos sistemas anaeróbios como principal unidade de tratamento. As demais unidades de pós-tratamento passam a ser responsáveis pela remoção da parcela da fração remanescente de matéria orgânica, de forma a permitir que os padrões de emissão de efluentes sejam atingidos (FORESTI *et al.*, 1999).

---

<sup>1</sup>IZA, J.; COLLERAM, E.; J.M.; W.M. (1991). International workshop on anaerobic treatment technology for municipal and industrial wastewaters: summary paper. *Water Science and Technology*, 24, pp.1-16.

Embora SPEECE (1996) relate registros de sistemas anaeróbios atingindo níveis secundários de padrão de emissão, deve-se lembrar que a digestão anaeróbia somente converte material orgânico. Outros constituintes importantes do esgoto, em particular nutrientes e patogênicos, não são afetados de maneira significativa pelo tratamento anaeróbio (van HAANDEL & LETTINGA, 1994; CHERNICHARO *et al.*, 2001).

Para os esgotos sanitários, a aplicação de reatores anaeróbios como principal unidade de tratamento teve início na década de 80, principalmente na Holanda, Brasil, Colômbia, Índia e México. Com exceção da Holanda, é sintomático que os países interessados na aplicação do processo anaeróbio sejam nações em desenvolvimento, nas quais o clima é favorável à operação de reatores à temperatura ambiente (FORESTI *et al.*, 1999). Em relação às barreiras ao desenvolvimento dos reatores anaeróbios, POHLAND (1998) afirmou que o número e a variedade de sistemas de tratamento em escala plena cresceu desde que a tecnologia foi introduzida como rotina para o gerenciamento de lodo em estações de tratamento municipais, apesar da história de ceticismo, de oposição ao uso e de preferência por outros sistemas.

Atualmente, diferentes configurações de reatores anaeróbios vêm sendo estudadas, e concepções inovadoras têm surgido com aplicações promissoras, como é o caso do reator anaeróbio operado em batelada sequencial, foco do presente trabalho.

### **3.2. Princípios da Cinética de Reações Bioquímicas**

Com base em von SPERLING (1996b), podemos dizer que todos os processos biológicos de tratamento de esgotos ocorrem num volume definido por limites físicos específicos. Este volume é comumente denominado reator. As modificações na composição e concentração dos compostos durante a permanência da água residuária no reator são essenciais ao tratamento de esgotos. Estas mudanças são causadas por: transporte hidráulico dos materiais no reator (entrada e saída) e por reações que ocorrem no reator (produção e consumo). Para se projetar e operar uma estação de tratamento de esgotos é fundamental o conhecimento destes dois componentes, os quais caracterizam o assim denominado balanço de massa no reator.

Grande parte das reações que ocorrem no tratamento de esgotos é lenta e a consideração da sua cinética é, portanto, importante. A velocidade de reação ( $r$ ) é o termo usado para descrever o desaparecimento ou a formação de um composto ou espécie química. A relação entre a velocidade de reação, a concentração do reagente e a ordem da reação é dada pela

Equação (3.1), onde  $r$  é a velocidade da reação,  $k$  é a constante da velocidade da reação,  $C$  é a concentração do reagente e  $n$  é a ordem da reação.

$$r = k C^n \quad (3.1)$$

Para diferentes valores de  $n$ , tem-se as reações de ordem zero ( $n = 0$ ), as reações de ordem 1 ( $n = 1$ ) e as reações de segunda ordem ( $n = 2$ ), entre outras. A velocidade de reação para as reações de ordem zero é independente da concentração do reagente. No caso das reações de primeira ordem, a velocidade de reação é diretamente proporcional à concentração do reagente, enquanto que nas reações de segunda ordem, a velocidade da reação é proporcional ao quadrado da concentração do reagente. As ordens de reação mais freqüentemente encontradas no ramo de tratamento de esgotos são as de ordem zero e de primeira ordem. As reações de segunda ordem podem ocorrer no caso de alguns dejetos industriais específicos. A ordem de reação não necessita ser necessariamente um número inteiro e a determinação, em laboratório, das velocidades de degradação de certos compostos industriais pode conduzir a ordens fracionárias. Além destas reações de ordem constante, há ainda um outro tipo de reações, cuja forma é amplamente utilizada na área de tratamento de esgotos, denominadas reações de saturação (Monod – Michaelis).

Na área de tratamento de esgotos há várias reações que ocorrem segundo a cinética de primeira ordem. A introdução de oxigênio pela aeração artificial é um exemplo. Outros exemplos são a remoção da matéria orgânica e o decaimento de organismos patogênicos.

Há, também, vários processos complexos em que a velocidade global se processa segundo uma cinética de primeira ordem. Várias substâncias podem individualmente exibir uma cinética de ordem zero, mas os substratos complexos, em que diversas destas substâncias encontram-se agregadas (ex: despejos domésticos e industriais), podem apresentar velocidade de degradação que se dá na forma de primeira ordem. Inicialmente, quando a maioria dos componentes está sendo removida (consumida) simultaneamente, a velocidade de remoção é elevada. Após um certo tempo, no entanto, a velocidade pode ser mais lenta, quando apenas os compostos de degradação mais difícil estão ainda presentes. Assim, a velocidade global de reação assemelha-se a uma típica reação de primeira ordem.

Uma outra expressão cinética para descrever as velocidades envolvidas no tratamento biológico de esgotos baseia-se nas reações enzimáticas, cuja cinética foi proposta por Michaelis e Menten. Como a decomposição bacteriana envolve uma série de reações

catalisadas por enzimas, a expressão de Michaelis-Menten pode ser ampliada para descrever a cinética do crescimento bacteriano e as reações de decomposição do esgoto.

A equação da velocidade de reação do substrato segue uma forma hiperbólica em que a velocidade tende a um valor de saturação, e é dada pela Equação (3.4), na qual  $r$  é a velocidade de reação,  $r_{\text{máx}}$  é a velocidade máxima da reação,  $S$  é a concentração do substrato limitante e  $K_s$  é a constante de saturação.

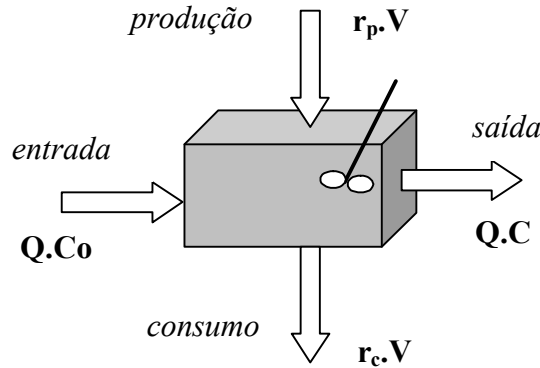
$$r = r_{\text{máx}} \frac{S}{K_s + S} \quad (3.2)$$

Na Equação (3.2),  $K_s$  é a concentração do substrato na qual a velocidade de reação  $r$  é igual a  $r_{\text{máx}}/2$ . Esta equação é amplamente utilizada no tratamento biológico dos esgotos. Sua grande importância reside na sua forma, que pode representar aproximadamente tanto a cinética de ordem zero quanto a de primeira ordem, bem como a transição entre as mesmas. No início de uma reação de decomposição de substrato (matéria orgânica), quando a sua concentração é ainda elevada, não há limitação do mesmo no meio e a velocidade de remoção global aproxima-se da cinética de ordem zero. Na medida em que o substrato passa a ser consumido, a velocidade de reação principia a decrescer, caracterizando uma região de transição, ou de ordem mista. Quando a concentração de substrato passa a ser bem baixa, a velocidade de reação passa a ser limitada pela pouca disponibilidade do mesmo no meio e a velocidade de remoção global aproxima-se da cinética de primeira ordem.

Conhecidas as velocidades das reações de interesse no tratamento de esgotos, deve-se avaliar quantitativamente a sua influência dentro do balanço de massa geral do composto em análise. Isto porque a concentração de um determinado composto em um reator (ou em algum lugar dele) é função, não apenas das reações bioquímicas, mas também dos mecanismos de transporte (entrada e saída) do composto.

O balanço de massa é uma descrição quantitativa de todos os materiais que entram, saem e se acumulam em um sistema com limites físicos definidos. Ele é baseado na lei da conservação da massa, isto é, a massa nunca é criada ou destruída. A expressão básica do balanço de massa deve ser desenvolvida em um determinado volume, que pode ser tanto um tanque ou um reator como um todo, quanto qualquer volume elementar dos mesmos. No balanço de massa há termos para materiais que entram, materiais que saem, materiais que são gerados, materiais que são consumidos e materiais que são acumulados no volume analisado.

Ao se considerar um volume qualquer, conforme mostrado na Figura 3.1, a quantidade de material sendo acumulada deve ser igual à quantidade do material que entra, menos a quantidade que sai, mais a quantidade que é gerada, menos a quantidade que é consumida. Em termos lingüísticos, o balanço de massa pode ser expresso da seguinte forma geral:



**FIGURA 3.1** – Balanço de massa em um volume qualquer (von Sperling, 1996b).

$\text{Acúmulo} = \text{Entrada} - \text{Saída} + \text{Produção} - \text{Consumo}$	(3.3)
---	-------

Matematicamente, a relação da Equação (3.5) pode ser expressa como:

$$\frac{dM}{dt} = \dot{M}_E - \dot{M}_S + \dot{M}_P - \dot{M}_C \quad (3.4)$$

Na Equação (3.4),  $M$  é a massa do substrato em questão, e  $M_i$ , sua variação por unidade de tempo, considerando: entrada (E), saída (S), produção (P) e consumo (C). Este balanço ainda pode ser expandido de acordo com a Equação (3.5).

$$\frac{d(C V)}{dt} = Q C_o - Q C + r_p V - r_c V \quad (3.5)$$

Na Equação (3.5),  $C$  é a concentração do composto em um tempo  $t$ ,  $C_o$  é a concentração afluente do composto,  $V$  é o volume elementar de qualquer reator,  $Q$  é a vazão,  $t$  é o tempo,  $r_p$  é a velocidade de reação de produção do composto e  $r_c$  é a velocidade da reação de consumo do composto.

O modelo matemático do sistema pode ser estruturado para duas condições distintas: estado estacionário (ou permanente) ou estado dinâmico. O estado estacionário é aquele no qual não há acúmulos do composto no sistema (ou volume sendo analisado). Assim,  $dC/dt = 0$ , ou seja, a concentração do composto é constante. No estado permanente a vazão e as concentrações de entrada e saída são constantes. Há um perfeito equilíbrio entre os termos positivos e os termos negativos no balanço de massa, os quais, ao serem somados, conduzem a um valor nulo. Em projetos é mais usual utilizar-se as equações simplificadas do estado permanente.

O estado dinâmico é aquele no qual há acúmulo do composto no sistema. Assim sendo,  $dC/dt$  é diferente de zero. A concentração do composto no sistema é, portanto, variável com o tempo, podendo aumentar ou diminuir em função do balanço entre os termos positivos e os negativos. Usualmente, a vazão e/ou a concentração de entrada são variáveis, além da possibilidade de haver algum outro estímulo externo ao sistema (ex: mudança de temperatura) que cause um transiente na concentração do composto.

Os modelos dinâmicos baseiam-se na equação generalizada do balanço de massa. Para o controle operacional das estações de tratamento, modelos dinâmicos são mais adequados, devido à freqüente variação das condições externas e internas ao sistema. Os modelos dinâmicos podem ser também utilizados para projeto, principalmente para se avaliar o impacto da variação das cargas afluentes no desempenho da estação. Os modelos dinâmicos têm sido menos utilizados devido a maior complexidade envolvida na solução das suas equações. No entanto, a tendência à maior utilização de computadores e de rotinas de integração numérica disponíveis no mercado têm contribuído para um maior emprego dos modelos dinâmicos. Deve-se ressaltar que o estado estacionário é apenas um caso particular do estado dinâmico (von Sperling, 1996b).

### 3.3. Reator anaeróbio operado em batelada seqüencial - ASBR

#### 3.3.1. Introdução

Em trabalhos de 1966 e 1970, os pesquisadores americanos Dague, McKinney e Pfeffer observaram que a biomassa anaeróbia floculava de maneira análoga ao sistema de lodos ativados aeróbio e que a eficiência da floclulação era afetada pela carga orgânica, particularmente pela razão substrato/microrganismo. Nesses estudos foram investigados os efeitos da biofloclulação na sedimentabilidade do lodo e a retenção em sistemas anaeróbios. Os reatores usados foram operados em batelada, com separação de sólidos ocorrendo no sistema antes da descarga do sobrenadante como efluente. Com a sedimentação interna, mostrou-se que o processo em batelada era capaz de separar o tempo de residência celular do tempo de residência hidráulica. O processo foi denominado *Lodo Ativado Anaeróbio* (DAGUE *et al.*, 1992; NDON & DAGUE, 1997).

Considerando esses estudos, grupos de trabalho da Universidade do Estado de Iowa (Estados Unidos) e da Universidade de Ottawa (Canadá) desenvolveram, no final da década de 80, um novo reator de alto desempenho, conhecido como reator anaeróbio operado em batelada seqüencial (*Anaerobic Sequencing Batch Reactor – ASBR*). O processo, patenteado pelo grupo americano em 1993, apresenta grandes vantagens e potencial de utilização em escala plena, sendo portanto uma alternativa aos sistemas contínuos para várias aplicações (NG, 1989; KENNEDY *et al.*, 1991; DAGUE *et al.*, 1992 ; FERNANDES *et al.*, 1993; BRITO *et al.*, 1997).

No Brasil, os reatores ASBR vêm sendo estudados por grupos da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (EESC/USP), da Escola de Engenharia Mauá do Instituto Mauá de Tecnologia (EEM/IMT) e do Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul (IPH/UFRGS). Nessas instituições, os projetos têm enfoque no estudo da otimização do processo ASBR convencional e das novas propostas de configurações de reatores, para que a aplicação do sistema operado em batelada seqüencial em escala plena se torne viável.



### **3.3.2. Princípio de funcionamento do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial (ASBR)**

Um ciclo típico do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial compreende quatro etapas: (I) alimentação; (II) tratamento propriamente dito, por meio das reações ou biotransformações dos constituintes do esgoto por microrganismos; (III) sedimentação; (IV) descarga, com retirada do líquido tratado e clarificado.

A alimentação consiste na adição de um volume predeterminado de água residuária. Nessa etapa, a concentração de matéria orgânica dentro do reator aumenta rapidamente e as velocidades metabólicas atingem seus valores máximos. Na fase de reação, a matéria orgânica é convertida em biogás e em seguida tem-se a sedimentação final do lodo biológico (etapa em que o reator funciona como um clarificador, permitindo a separação dos sólidos e do efluente líquido). Por fim, é feita a descarga do reator, sendo que o volume descartado é normalmente igual ao volume alimentado. Após o esvaziamento do tanque e retirada do líquido tratado, o reator está pronto para repetir a operação com uma nova batelada.

No processo em batelada, a alta razão substrato/microrganismo no início do ciclo de operação resulta em uma velocidade de reação elevada, além de uma grande produção de biogás. Em contrapartida, a baixa concentração de substrato próxima ao fim da batelada proporciona condições ideais para a floculação da biomassa e a separação dos sólidos. Essa alternância entre condições de fartura e escassez de substrato no ASBR é considerada a característica fundamental do processo (DAGUE *et al.*, 1992).

### **3.3.3. Vantagens e Aplicações do ASBR**

Diversas vantagens podem ser atribuídas aos reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial para tratamento de águas residuárias, como melhor controle da qualidade do efluente, alta eficiência de remoção da matéria orgânica e operação simples e estável do sistema.

Comparado a um reator semelhante de alimentação contínua, em geral o volume requerido para o tanque é maior. No entanto, no reator operado em batelada não há necessidade da existência de sedimentador em separado e de recirculação externa de lodo biológico.

Apesar de apresentar muitas vantagens, este tipo de biorreator é deficiente em métodos estabelecidos e técnicas de operação bem definidas. Sabe-se que o desenvolvimento e o

estudo de reatores anaeróbios operados em batelada ainda é muito recente e os resultados obtidos até o momento podem ser considerados apenas indicativos e não conclusivos (ZAIAT *et al.*, 2001). Ocorrência de zonas mortas, alto tempo de decantação, arraste de sólidos e inibição devido a sobrecargas são alguns dos problemas que afetam o desempenho do tratamento. Pesquisas sobre variáveis de influência como agitação e estratégia de alimentação contribuirão para o melhor entendimento do processo.

Grupos de pesquisa de diversos países têm se dedicado ao estudo do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial, com aplicações variadas. Além dos esgotos sanitários, vários efluentes industriais podem ser tratados pela via anaeróbia: resíduos de laticínios, abatedouros e frigoríficos, cervejarias, curtumes, produção de álcool e amido, processamento de batatas, café, frutas e peixes são alguns dos exemplos encontrados na literatura.

A aplicação de sistemas em batelada em tratamento anaeróbio de águas residuárias é particularmente apropriada para os seguintes casos (ZAIAT *et al.*, 2001):

- Indústrias que lançam efluentes de forma intermitente ou atividades que produzam efluentes apenas em algumas épocas do ano;
- Indústrias que trabalham com padrões de emissão muito restritivos ou com compostos de difícil degradação, nos quais a qualidade do efluente pode ser controlada através do seu lançamento no ambiente apenas quando os padrões forem atingidos ou quando os eventuais compostos tóxicos presentes tenham sido satisfatoriamente degradados;
- Sistemas que visam o reuso de águas residuárias ou de substâncias nelas presentes, pois o controle sobre a reutilização das águas pode ser maior e melhor do que em sistemas contínuos;
- Em trabalhos fundamentais que visem a elucidação de alguns fenômenos da degradação anaeróbia, devido à facilidade de instrumentação e controle.

### **3.4. Estudo das variáveis de influência na operação de um ASBR**

#### **3.4.1. Introdução**

Para a disseminação da tecnologia e a melhor compreensão do processo de um ASBR, observa-se a necessidade de comparação com os sistemas contínuos, predominantes hoje em todo o mundo. Assim sendo, tornou-se necessário o uso de parâmetros estabelecidos no

tratamento de águas residuárias para esta analogia. Os parâmetros importantes neste caso são o tempo de retenção hidráulica (TRH), a carga orgânica volumétrica (COV) e a carga orgânica específica (COE). Vale ressaltar, que esses parâmetros complementam as informações de projeto para reatores em batelada. O tempo de retenção hidráulica fornece uma idéia de quanto tempo é necessário para que haja o processamento de um volume de meio contido no reator, enquanto o COV e o COE, permitem identificar qual a carga orgânica aplicada no reator, por unidade de tempo e por unidade de volume, no caso da COV, e por unidade de biomassa, no caso da COE (DUGBA & ZHANG, 1999; NDON & DAGUE, 1997).

Para sistemas operados de modo intermitente, a estimativa do TRH, da COV e da COE é feita conforme mostrado nas Equações (3.6), (3.7) e (3.8) (CAMARGO, 2000), nas quais  $V_{Ali}$  é o volume de água residuária alimentado por ciclo (L),  $t_c$  é o tempo de duração do ciclo (h),  $V_R$  é o volume de meio no reator (L),  $C_{AT}$  é a concentração total de matéria orgânica no afluente (mgDQO/L) e  $C_X$  é a concentração de biomassa presente no reator (mgSVT/L).

$$TRH = \frac{t_c V_R}{V_{Ali}} \quad (3.6)$$

$$COV = \frac{V_{Ali} C_{AT}}{t_c V_R} \quad (3.7)$$

$$COE = \frac{V_{Ali} C_{AT}}{t_c C_X V_R} \quad (3.8)$$

### 3.4.2. Imobilização da biomassa

Segundo COSTERTON *et al.* (1995), biofilme é definido como uma população de bactérias aderidas uma às outras ou a uma superfície ou interface. Desse modo, incluem-se nessa definição agregados ou flocos microbianos e populações aderidas a meios suportes.

A importância dos aglomerados de organismos é cada vez mais reconhecida, à medida que os pesquisadores dos tratamentos biológicos evoluem em seus conhecimentos sobre a participação dessas formações na degradação dos mais diversos substratos (CAMPOS, 1994).

### 3.4.2.1. Formação de Biofilmes

Os biofilmes otimizam as operações e processos envolvidos no tratamento de águas residuárias e sua maior vantagem, segundo VALLERO (1999), é que, diferentemente das culturas em suspensão, não há necessidade de incorporar medidas especiais para reter a biomassa no meio. Sabe-se, também, que os reatores anaeróbios com microrganismos imobilizados (entende-se por imobilização qualquer técnica que possa limitar o livre movimento das células) apresentam melhores respostas quando submetidos a cargas de choque ou substâncias tóxicas, ocorrendo, em muitos casos, recuperação total do sistema (CABRAL, 2000).

Em alguns casos, são registrados problemas como a aceleração da corrosão e a formação gelatinosa verificada nas canalizações, consequência da ação de microrganismos. Registra-se também uma relação de compostos potencialmente tóxicos, em determinadas concentrações, a ação de biofilmes, como: amônia, clorofórmio, cianetos, formaldeídos, metais pesados e fenóis (HENZE & HARREMÖES, 1983).

A viabilidade da aplicação dos sistemas aneróbios tem sido estudada pelos grupos de pesquisa da EESC-USP e EEM-IMT por duas linhas de pesquisa em reatores anaeróbios operados em batelada e batelada alimentada. A primeira estuda a otimização dos parâmetros de operação usando microrganismos auto-imobilizados, e a segunda, o desenvolvimento de reatores anaeróbios contendo um suporte inerte para a imobilização da biomassa.

CAMPOS (1994) relata o uso de materiais como areia, brita, bambu, silicatos minerais, óxidos metálicos e material cerâmico para a formação de biofilmes. VERRIER *et al.* (1987) investigaram em seu trabalho a aderência de quatro culturas metanogênicas a superfícies de polímeros com diferentes hidrofobicidades (porcelana, politetrafluoretileno, prolipropileno e cloro polivinil, concluindo que a adesão das arqueas metanogênicas depende das características do meio suporte e da hidrofobicidade dos microrganismos.

VALLERO (1999) analisou a atividade biológica de células livres e imobilizadas, formadas em um reator anaeróbio. Para tal foi desenvolvido um reator cuja concepção permitia a retirada de lodo suspenso e de biofilmes íntegros, formados em quatro suportes inertes diferentes: espuma de poliuretano, cloro polivinil (PVC), tijolo refratário e cerâmica especial. Concluiu-se que tanto a porosidade quanto a espessura do biofilme (e as limitações de difusão correspondentes) influenciaram na velocidade global de consumo de substrato. Contudo, não foi constatada nenhuma diferença entre o lodo suspenso e os biofilmes nas observações microscópicas.

ORTEGA *et al.* (2001) estudaram a aplicação de espumas cerâmicas produzidas via *gelcasting* em um biorreator anaeróbio, relacionando a composição microbiológica do biofilme com o tipo de material suporte. Para isso, materiais como argila expandida e borracha de etileno-propileno (EPR) foram submetidos a ciclos similares e comparados com os materiais cerâmicos. A quantidade de sólidos voláteis imobilizados foi maior nos suportes mais porosos e com maior tamanho de poros e os suportes cerâmicos (cerâmica de alumina e de caulim) apresentaram as maiores capacidades de retenção celular, sugerindo que tais materiais apresentam condições ótimas para a adesão e desenvolvimento de biofilme anaeróbio.

HUYSMAM *et al.* (1983), utilizaram espuma de poliuretano como suporte inerte em um reator metanogênico de fluxo ascendente. Neste estudo, observou-se a influência do tamanho dos cubos da espuma, uma vez que na utilização de um único pedaço de material, houve rápida acidificação do reator. Os autores sugerem que a aderência dos microrganismos metanogênicos em espuma de poliuretano é, comparativamente, mais mecânica do que eletrostática, opinião compartilhada por FYNN & WHITEMORE (1984), que reportaram a alta capacidade de retenção de organismos através da imobilização em partículas de espuma de poliuretano. GIJZEN *et al.* (1988) concluíram, após estudos no tratamento de água residuária proveniente da manufatura de papel, que a espuma de poliuretano pode ser utilizada como um ótimo material de suporte para o crescimento do consórcio microbiano em sistemas anaeróbios.

VARESCHE *et al.* (1997) realizaram a caracterização da biomassa anaeróbia e da estrutura bacteriana no interior de matrizes de espuma de poliuretano retiradas de um reator anaeróbio de fluxo horizontal e de leito fixo, tratando água residuária sintética a base de glicose. Os resultados mostraram três diferentes tipos de imobilização da biomassa no material suporte: micro-grânulos de tamanho entre 270 e 470  $\mu\text{m}$  de diâmetro, mecanicamente retidos no interior dos poros da espuma e células individuais aderidas ao suporte. Os pesquisadores concluíram que a espuma de poliuretano ofereceu excelentes condições para o crescimento da biomassa anaeróbia e sua retenção, favorecendo o fluxo de substrato primário e de produtos intermediários entre as espécies.

RATUSZNEI *et al.* (2000), propuseram uma nova configuração para um reator anaeróbio agitado operado em batelada, também utilizando a imobilização da biomassa em partículas cúbicas de espuma de poliuretano. O reator, agitado magneticamente e mantido a 30° C, obteve estabilidade operacional após 10 dias de operação, tratando 0,5 L de água residuária sintética (480 mgDQO/L) a cada ciclo de 8 horas. Em 36 dias de operação, o reator

atingiu eficiências de remoção de DQO de até 86% em apenas 3 horas de ciclo. O uso deste suporte propiciou a melhora na retenção de sólidos, além de eliminar a fase de sedimentação, levando a um menor tempo de ciclo.

CAMARGO *et al.* (2002), tratando água residuária sintética a base de glicose (500 mgDQO/L), obtiveram um incremento no desempenho de um ASBR com biomassa imobilizada através da implantação de recirculação da fase aquosa. A eficiência de remoção de matéria orgânica não filtrada (em termos de DQO) aumentou de 83% para 95%, como consequência do melhor contato substrato/biomassa.

Os avanços conseguidos com a utilização de reatores em batelada contendo biomassa imobilizada em matrizes de espuma de poliuretano (BORGES, 2003; CAMARGO *et al.*, 2002; CUBAS *et al.*, 2001; ORRA *et al.*, 2003; RAMOS *et al.*, 2003a, 2003b; SIMAN, 2003), permitem vislumbrar a aplicação para vários tipos de águas residuárias.

#### **3.4.2.2. Granulação da biomassa**

A agregação, fenômeno amplamente utilizado na digestão anaeróbia, vem sendo extensivamente estudada, devido principalmente à disseminação do sistema UASB (GUIOT *et al.*, 1992; COSTERTON *et al.*, 1995; BISHOP, 1997; LIU *et al.*, 2002). Particularmente em reatores anaeróbios operados em batelada, WIRTZ & DAGUE (1996, 1997) estudaram a granulação com o objetivo de diminuir o tempo de partida do sistema e BANIK *et al.* (1997) pesquisaram a estrutura e a atividade metanogênica dos grânulos em um reator tratando água residuária diluída em baixas temperaturas.

O fenômeno da granulação ocorre através da aderência de microrganismos uns aos outros ou às partículas orgânicas e/ou inorgânicas para formar grânulos firmes e densos. 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) durante a operação do ASBR. No fim da etapa de reação, a relação F/M atinge seu valor mais baixo, criando condições favoráveis para a 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 (ZHANG *et al.*, 1996).

Segundo BHATTI *et al.*<sup>2</sup> (1993) e NISHIO *et al.*<sup>3</sup> (1993) *apud* BANIK *et al.* (1997), a distribuição das diversas populações de microrganismos nos grânulos varia amplamente, dependendo da composição química da água residuária e das condições de operação do reator.

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 & DAGUE, 1995; WIRTZ & DAGUE, 1996).

Além da maior velocidade de sedimentação, outra vantagem da biomassa granular em relação à floculenta é a alta atividade específica, permitindo ao processo atingir maiores velocidades de estabilização de matéria orgânica (WIRTZ & DAGUE, 1996).

Usando quatro ASBR's de 12 L de volume útil cada, operados a 35° C e com ciclos de 6 horas para o tratamento de água residuária sintética a base de sacarose, WIRTZ & DAGUE (1996), estudaram o fenômeno da granulação, com o objetivo de minimizar o tempo necessário para a formação de grânulos (tempo de partida do reator). Pela adição de polímero catiônico ao reator, os pesquisadores observaram, que o tempo para formação dos grânulos foi reduzido de 4 a 5 meses para 1 a 2 meses, atingindo após 2 meses, eficiências de remoção de DQO de aproximadamente 95% para uma COV de 6 gDQO/L.d.

### 3.4.3. Estratégia de alimentação

Segundo ZAIAT *et al.* (2001), os fatores que geralmente afetam o rendimento de um ASBR são: a agitação, a razão entre a concentração de substrato e a concentração da biomassa (F/M), a configuração geométrica do reator e a estratégia de alimentação. Embora os três primeiros aspectos já tenham sido estudados, vários trabalhos sobre a estratégia de alimentação têm contribuído sobremaneira para elucidação deste importante fator.

---

<sup>2</sup>BANIK, Z. I.; FURUKAWA, K.; FUJITA, M. (1993). Treatment performance and microbial structure of a granular consortium handling methanolic waste. *Journal of Fermentation Bioengineering*, 76, pp.218-223.

<sup>3</sup>NISHIO, N.; SILVEIRA, R.G.; HAMATO, K.; NAGAI, S. (1993). High rate methane production in UASB reactor fed with methanol and acetate. *Journal of Fermentation Bioengineering*, 75, pp. 309-313.

O ASBR não necessita de sistemas de alimentação complexos devido à sua configuração, que dispõe a biomassa uniformemente no reator. O processo de batelada é caracterizado pela alimentação em um período curto em relação ao tempo de ciclo, que proporciona uma boa homogeneização entre o substrato e a biomassa. Dessa maneira, as mais altas concentrações de substrato são atingidas logo após o término da alimentação.

Em situações onde haja o interesse em manter a concentração do substrato baixa, pode ser empregada a estratégia de alimentação conhecida como *batelada alimentada*, em que o enchimento ocorre durante a etapa de reação. Este tipo de estratégia pode ser usado em caso de presença de substâncias tóxicas ou inibidoras na água residuária, elevadas cargas orgânicas, ou ainda em situações de restrições operacionais.

A estratégia de alimentação em reatores operados em batelada ou batelada alimentada têm fundamental importância para o desempenho do ASBR, uma vez que o tempo gasto na etapa de enchimento está diretamente ligado ao valor de  $F/M$  (ZAIAT *et al.*, 2001). O tempo de alimentação é um parâmetro operacional e de projeto, uma vez que define o número de reatores a serem utilizados na operação.

KENNEDY *et al.* (1991) investigaram o efeito da razão tempo de alimentação/tempo de ciclo ( $t_F/t_C$ ) no desempenho de um reator operado em batelada. O substrato sintético utilizado, feito à base de sacarose, possuía concentração de matéria orgânica média de 7000 mgDQO/L. Os autores indicam a influência da razão  $t_F/t_C$  no projeto do reator, principalmente, quando elevados valores de carga orgânica volumétrica (acima de 9000 mgDQO/L.d) são implementados. Nessas condições, registrou-se quedas acima de 25% nos valores médios de eficiência de remoção, quando baixos índices  $t_F/t_C$  foram implementados. Todavia, em valores menores que 9000 mgDQO/L.d, o processo não foi afetado pela estratégia de alimentação.

SUTHAKER *et al.* (1991), após estudarem o sistema ASBR em diferentes condições operacionais (substrato à base de glicose com concentração de 35000 mgDQO/L; temperatura variando entre 25° C e 34° C; razões  $t_F/t_C$  entre 0 e 0,75), obtiveram melhores resultados (remoção máxima de 73% para amostras filtradas) para ciclos de 16 dias, com tempo de alimentação de 4 dias e concluíram que, nas condições estudadas, o tempo de alimentação (valores absolutos) exerceu maior influência que a razão  $t_F/t_C$ , sendo, portanto, fator preponderante na estratégia de alimentação.

DROSTE & MASSÉ (1995) e MASSÉ *et al.* (1996) não observaram variações no rendimento do ASBR quando as condições de alimentação foram mudadas. SHIZAS & BAGLEY (2002), trabalhando com um ASBR tratando água residuária à base de glicose (3,2 gDQO/L.d), estudaram a variação do desempenho do reator com a modificação de alguns



parâmetros operacionais (concentração de substrato afluente, tempo de ciclo e razão  $t_F/t_C$ ). Os autores concluíram que a adoção de tempos de alimentação maiores causa impacto positivo no rendimento do sistema, uma vez que no tratamento de águas residuárias de fácil degradação, a produção de ácidos voláteis cai rapidamente com o aumento da razão  $t_F/t_C$ .

ORRA *et al.* (2003), avaliaram o efeito da estratégia de alimentação no desempenho de um ASBBR com recirculação da fase líquida no tratamento de esgoto doméstico sintético com concentração de 500 mg/L, em termos de DQO. As estratégias de alimentação implementadas foram de 6 minutos (operação em batelada), 60, 120, 240 e 360 minutos (operação em batelada alimentada). Foi detectada queda sensível da eficiência da conversão de matéria orgânica para amostras filtradas de 85% para 81%, na transição da operação em batelada para batelada alimentada de 6 horas.

BORGES *et al.* (2003), submeteram um ASBBR com agitação mecânica a diferentes tempos de alimentação no tratamento de esgoto doméstico sintético. O volume tratado por ciclo foi de 2,5 L, com tempo de ciclo de 8 horas e agitação de 500 rpm. As estratégias de alimentação investigadas foram de 10, 120, 240, 260 e 480 minutos. Concluiu-se, que, para relações  $t_F/t_C$  menores que 0,5, o sistema atingiu eficiências de conversão de matéria orgânica para amostras filtradas e não filtradas superiores a 70% e 75%, respectivamente. Em relações  $t_F/t_C$  maiores que 0,5, observou-se queda na eficiência e formação de polímeros extracelulares.

DAMASCENO *et al.* (2006), investigaram a influência das estratégias de alimentação de 10, 120 e 240 minutos sobre o desempenho de um ASBBR tratando soro de queijo. As COV aplicadas foram de 2, 4, 8 e 12 g/L.d, em termos de DQO, suplementando alcalinidade na razão de 50%  $\text{NaHCO}_3/\text{DQO}$ . Os autores concluíram que a estratégia de alimentação de 120 minutos gerou melhores resultados para as COV aplicadas de 2 e 4g/L.d, enquanto que a estratégia de alimentação de 240 minutos gerou melhores resultados para as COV aplicadas de 8 e 12 g/L.d. Observaram também, que as concentrações máximas de ácidos voláteis totais e mínima de alcalinidade a bicarbonato não são alteradas com a variação das estratégias de alimentação, porém são deslocadas ao longo do ciclo, atingindo o máximo para ácidos voláteis totais e o mínimo para alcalinidade a bicarbonato ao final do período de alimentação.

#### **3.4.4. Influência da agitação**

A agitação proporciona maior eficiência de contato entre a matéria orgânica e os microrganismos durante a fase de reação. Para isto, pode ser utilizada a agitação mecânica, que pode ser aplicada de forma intermitente ou contínua, ou a agitação por meio de

recirculação de gás ou líquido (ANGENENT & DAGUE, 1995; NDON & DAGUE, 1997; ZAIAT *et al.*, 2001). A intensidade de agitação é um importante fator a ser observado, pois esta pode prejudicar o sistema causando danos aos grânulos presentes na biomassa ou até mesmo destruí-los.

A resistência à transferência de massa da fase líquida para a biomassa pode reduzir a velocidade global de reação, diminuindo o desempenho do reator. Dessa forma, a agitação do meio torna-se importante por aumentar o contato entre a matéria orgânica e a biomassa, reduzindo a resistência à transferência de massa e aumentando a velocidade global de reação e, portanto, o desempenho do reator.

#### **3.4.4.1. Agitação por recirculação de biogás**

São agora apresentados alguns estudos recentes sobre a influência do desempenho de sistemas de tratamento cuja mistura foi promovida por recirculação de biogás gerado no processo, nos quais um problema observado foi a inviabilidade de utilização de mistura por recirculação de biogás em processos de tratamento de efluentes de baixa carga orgânica.

MUROYAMA *et al.* (2001) operaram um reator de 1 L, com tubo, de tiragem em regime de batelada alimentada e com recirculação de biogás promovendo a agitação. A agitação ocorria durante uma hora por ciclo de 24 h. Observou-se, que ocorreu um aumento gradual da concentração de metano com o aumento da carga orgânica até atingir um valor de pico, A partir do qual ocorreu uma queda da concentração com o aumento da carga orgânica. A concentração máxima de metano foi de 53,7%.

#### **3.4.4.2. Agitação por recirculação de líquido**

A recirculação de líquido se apresenta como fator importante na velocidade superficial aplicada a cada sistema e, em vista disto, são aqui relatados alguns estudos de influência deste fator sobre o desempenho de ASBR.

ANGENENT *et al.* (2002), avaliando o efeito da duração e da intensidade de agitação sobre o desempenho de um ASBR de 5L de volume, tratando resíduo suíno, verificaram que o uso de agitação suave e intermitente permitiu um maior desempenho do reator quando comparada à agitação suave e contínua, resultando em maiores eficiências de remoção de sólidos voláteis e maior produção de metano. Segundo os autores, a agitação contínua resulta no desenvolvimento de biomassa com más características de sedimentação, a qual é lavada

mais facilmente com o efluente durante a descarga, diminuindo assim, o desempenho do reator. Os pesquisadores observaram também que o aumento da intensidade de agitação diminuiu severamente o desempenho do reator e a quantidade total de biomassa metanogênica.

CAMARGO *et al.* (2002), utilizando um ASBR com biomassa imobilizada para o tratamento de água residuária sintética a base de glicose (500 mgDQO/L), estudaram a influência da velocidade de recirculação da fase líquida sobre o desempenho do reator e verificaram que a eficiência de remoção de matéria orgânica não filtrada (em termos de DQO), aumentou de 83% (sem recirculação) para 95%, quando a recirculação foi implementada, indicando uma melhora no contato substrato/biomassa, ou seja, o uso da recirculação resultou em diminuição da resistência à transferência de massa, com aumento da velocidade global da reação e possibilidade de redução do tempo de ciclo.

RAMOS *et al.* (2003), tratando água residuária sintética com concentração de 500 mg DQO/L, obtiveram um incremento do desempenho de um ASBR com biomassa imobilizada por implantação de recirculação da fase líquida. A eficiência de remoção de matéria orgânica não filtrada, em termos de DQO, aumentou de 72% para 87% após a implementação da recirculação. Estudos cinéticos indicaram que a constante de primeira ordem da reação, aumentou de 1,19 para 2,00 h<sup>-1</sup>, com o aumento da velocidade superficial que passou de 0,032 cm.s<sup>-1</sup> para 0,191 cm/s, respectivamente. Um valor constante de 1,90 h<sup>-1</sup> foi obtido para velocidades superficiais entre 0,191 cm/s e 0,467 cm/s. Além disso, utilizando velocidade de recirculação de 0,191 cm/s, verificaram aumento da velocidade global da reação com possibilidade de redução de tempo de ciclo.

#### **3.4.4.3. Agitação mecânica**

Impelidores de vários tipos têm sido utilizados para produzir agitação e mistura na fase líquida. Quando um impelidor é inserido em um reator contendo um fluido, a movimentação do fluido e redemoinhos são produzidos. Com isto, um padrão de escoamento é estabelecido.

Os agitadores podem ser classificados de acordo com o tipo de movimento que imprimem ao líquido. Dessa forma, existem agitadores que provocam escoamento axial, isto é, o líquido percorre caminho paralelo à direção do eixo agitador; e agitadores que provocam escoamento tangencial ou radial, em que o fluido se desloca perpendicularmente à direção do eixo do agitador. Quanto à forma, de modo geral, os agitadores mecânicos podem ser classificados como agitadores tipos: hélice, palheta e turbina.

No trabalho desenvolvido por RODRIGUES *et al.* (2003), um ASBR operando com agitação contínua e impelidor tipo turbina com seis pás planas verticais, trabalhou sob duas estratégias de agitação. Na primeira, utilizaram rotação constante e igual a 50 rpm, já na segunda condição, utilizaram agitação variável com uma hora de duração a 75 rpm, duas horas a 50 rpm e meia hora a 25 rpm, para um ciclo de quatro horas. Eles obtiveram eficiência de remoção de matéria orgânica de 87% e 88% em amostras filtradas nas condições de velocidade constante e variável, respectivamente.

Os autores estudaram ainda influência da velocidade de rotação em um ASBR, com impelidor tipo turbina com seis pás planas verticais, nas velocidades de rotação de 0, 25, 50 e 75 rpm, tratando 2L de esgoto sintético com concentração de aproximadamente 500 mgDQO/L. Para a rotação de 50 rpm, o sistema obteve eficiências de remoção de matéria orgânica de 80% e 88% para amostras não filtradas e filtradas, respectivamente. Nesta condição, o sistema também apresentou boa retenção de sólidos, evitando a ruptura dos grânulos.

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

PINHO *et al.* (2004) estudaram a influência da intensidade de agitação promovida por três impelidores tipo pá com velocidades entre 500 rpm e 1100 rpm, na degradação de matéria orgânica em reator ASBR contendo biomassa imobilizada em partículas cúbicas de poliuretano de 3 mm, agitado mecanicamente e alimentado com leite de soja parcialmente solúvel, com DQO de 974 mg/L e tempo de ciclo de 8 horas. Como resultado, observaram que um modelo de primeira ordem modificado representou bem os dados no intervalo de agitação pesquisado e que ocorreu um aumento de 360% na constante cinética aparente, quando a velocidade de agitação foi aumentada de 500 rpm para 900 rpm, acima da qual, a constante cinética não variou.

Para melhorar o desempenho de ASBR com agitação mecânica, vários estudos têm sido realizados com a aplicação de tubo de tiragem ("draft-tube").

#### 3.4.4.3.1. Tubo de tiragem (“draft-tube”)

Na maioria dos casos, os agitadores com tubo de tiragem (“draft-tube”) consistem de um tanque com fundo chato, contendo um tubo de tiragem que na prática varia entre 20% e 40% do diâmetro do tanque, onde no topo do tubo existe um impelidor promotor de escoamento axial, movimentando o fluido para baixo, produzindo um retorno do fluido para cima na região anular.

O tubo de tiragem é mais recomendado para suspensão de lodo em situações onde é essencial a minimização da energia gasta com agitação e aplicações que requerem controle do cisalhamento e de gradientes de velocidade. As condições a serem observadas para implementação do tubo de tiragem são: utilização em reatores onde não ocorra a variação do nível de fluido ao longo da operação e sua aplicação em reatores que apresentam altos valores para a relação altura/diâmetro, sendo desta forma, desaconselhado para os casos onde ocorre a variação do nível do líquido e onde a relação altura/diâmetro esteja próxima à unidade.

A partida do sistema e resuspensão dos sólidos são fatores de importância na definição da potência do motor e rotação do impelidor por ser maior o gasto energético para promover a suspensão do lodo, quando comparado à energia gasta para manter a suspensão (SHAW, 1982).

JIRICKOVÁ & RIEGER (1995), estudando a suspensão de sólidos em reatores altos, agitados e com tubo de tiragem, desenvolveram fórmulas para descrever o consumo de potência e velocidade de suspensão. Concluíram que o baixo consumo de potência em reatores com tubos de tiragem, comparados com reatores padrão (diâmetro = altura), é causado pelo fato de que somente uma parte do volume do reator é usada para que o impelidor promova suspensão, enquanto que a outra parte funciona como uma região de sedimentação por gravidade.

A aplicação de reator com tubo de tiragem para tratamento de efluentes por via anaeróbia é interessante por promover a suspensão de sólidos com baixo consumo de potência, mantendo baixos os níveis de tensão de cisalhamento, combinação esta que pode vir a promover redução dos efeitos de transferência de massa externa à biopartícula, sem contudo degradar a biomassa.

### **3.5. Considerações finais**

A continuidade das pesquisas em tratamento anaeróbio indica que as vantagens inerentes à adoção desses novos reatores serão amplamente reconhecidas. Conseqüentemente, a implementação dessas configurações para o tratamento de diversos tipos de águas tornar-se-á realidade.

Trabalhos específicos sobre a utilização dessa tecnologia vêm crescendo nos últimos anos na literatura e os problemas mais freqüentemente encontrados continuam sendo estudados.

As altas eficiências obtidas nos trabalhos consultados vislumbram o estabelecimento do uso de sistemas em batelada, desde que os aspectos ainda não elucidados sejam bem entendidos. A avaliação do ASBR, quando aplicado ao tratamento de água residuária industrial, submetido a diferentes concentrações de matéria orgânica e estratégias de alimentação, foco do presente trabalho, é, portanto, tema relevante, e nesse sentido, estudos aprofundados contribuirão para a avaliação da real aplicabilidade dos reatores aneróbios operados em batelada seqüencial.

## **CAPÍTULO 4**

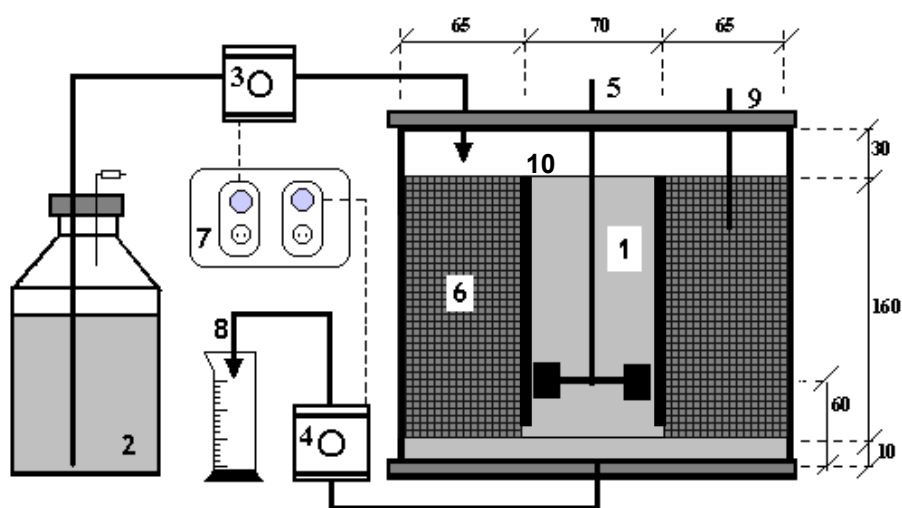
### **MATERIAIS E MÉTODOS**

#### **4.1. Materiais**

##### **4.1.1. Configuração do Reator**

O reator anaeróbio proposto neste trabalho foi operado em batelada seqüencial e continha biomassa imobilizada em partículas cúbicas de espuma de poliuretano. Era constituído por um frasco cilíndrico de acrílico de 200 mm de diâmetro e 200 mm de altura, com capacidade total de 5 litros. A agitação, fixada em 400 rpm, foi implementada por um agitador mecânico com inversor de frequência (Marconi® modelo MA 259), com impelidor tipo hélice composto por 3 pás com 60 mm de diâmetro externo cada. A alimentação e a descarga foram realizadas por bombas tipo diafragma (Prominent®, modelos  $\beta 4$  e  $\beta 5$ ), auxiliadas por um sistema de automação composto por temporizadores (Grasslin®, modelo Logica 500).

O sistema experimental foi instalado em uma câmara mantida em  $30 \pm 1^\circ \text{C}$ , o que foi possível devido a um conjunto de aquecimento composto por resistências e ventiladores, além de um sensor e controlador de temperatura (Novus®, modelo N480). As biopartículas foram confinadas em um cesto de aço inoxidável, externamente a um tubo de PVC de 75 mm de diâmetro e 110 mm de altura, denominado “draft-tube”, o que propiciou além de agitação radial, também agitação axial. A Figura 4.1 mostra uma representação esquemática do reator proposto e uma fotografia da montagem experimental e outra do reator com sistema de agitação mecânica são apresentadas nas Figuras 4.2 e 4.3.



**FIGURA 4.1** – Esquema do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada [(Dimensões em milímetros): (1) Tanque de reação, (2) Água residuária, (3) Bomba de alimentação, (4) Bomba de descarga, (5) Agitador mecânico, (6) Cesto contendo espumas com células imobilizadas, (7) Temporizadores, (8) Efluente tratado e (9) Termômetro, (10) "Draft-tube"] [ linhas hidráulicas — ; linhas elétricas- - - - - ]





**FIGURA 4.2: Fotografia da montagem experimental**



**FIGURA 4.3: Fotografia do reator com sistema de agitação mecânica**

#### 4.1.2. Suporte de Imobilização da Biomassa Anaeróbia

Como suporte de imobilização foi utilizada espuma de poliuretano, com densidade aparente de  $23 \text{ kg/m}^3$  e porosidade próxima a 95% (produzida pela empresa Edmil Indústria e Comércio – Eloi Mendes – MG). A espuma foi confeccionada sem a adição de corantes ou aditivos e cortada na forma de cubos de 5 mm de lado.

#### 4.1.3. Inóculo

O inóculo utilizado nos experimentos foi proveniente de reator anaeróbio de manta de lodo e escoamento ascendente (UASB), tratando com eficiência água residuária de abatedouro de aves (Dacar Industrial S.A. sediada em Tietê, SP).

**TABELA 4.1** – Características do inóculo utilizado

Parâmetro	Concentração (g/L)
Sólidos Totais (ST)	62
Sólidos Fixos Totais (SFT)	11
Sólidos Voláteis Totais (SVT)	51

#### 4.1.4. Água Residuária

A Água Residuária, proveniente de indústria automobilística (DaimlerChrysler do Brasil Ltda. – Planta de São Bernardo do Campo), foi previamente tratada, parte por processo aeróbio, e parte por processo físico-químico. Esta Água Residuária foi denominada: “*in natura*”.

O tratamento prévio dos efluentes industriais consistia de:

- (I) Efluentes com óleo: chegavam pela rede de efluentes com óleo à ECO – Estação de Tratamento de Efluentes com Óleo e recebiam a dosagem de ácido clorídrico até pH 4. O óleo emulsionado era removido no separador de óleo e armazenado

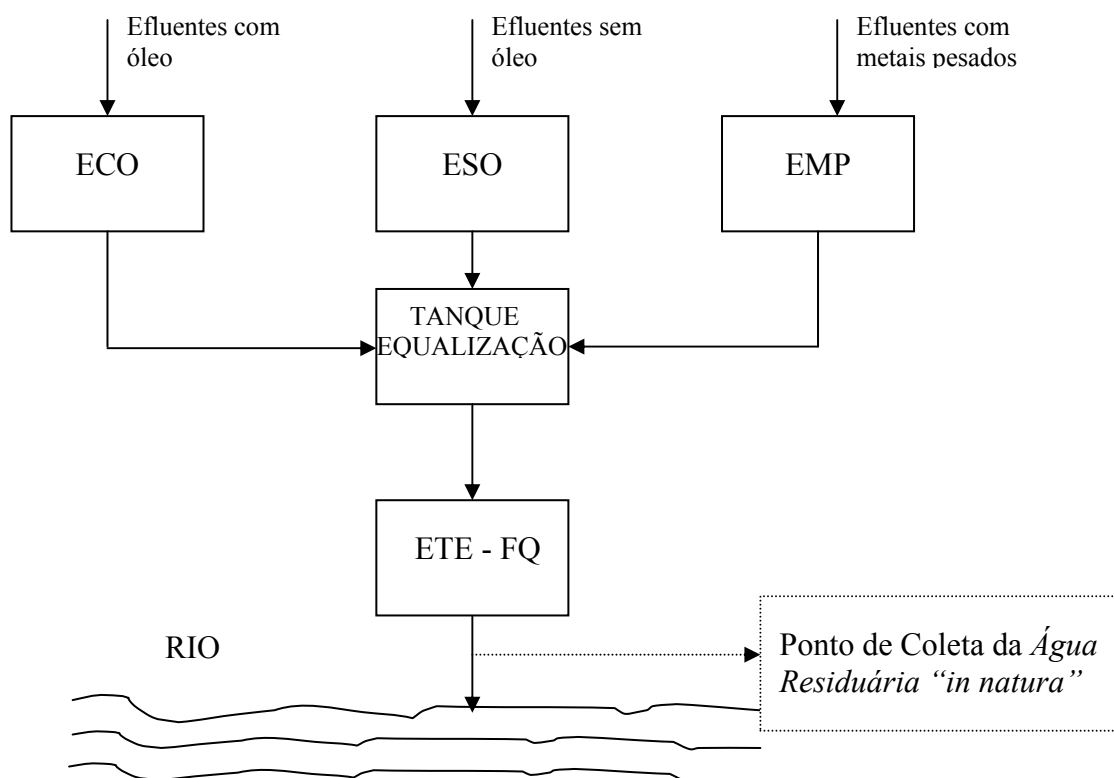
em tambores. O efluente com o óleo removido ia para o tanque de equalização da ETE Físico-Química.

- (II) Efluentes sem óleo: chegavam pela rede de efluentes sem óleo à ESO – Estação de Tratamento de Efluentes sem Óleo e passavam pelo gradeamento para reter os resíduos sólidos que eram armazenados em tambores. O efluente com os resíduos removidos ia para o tanque de equalização da ETE Físico-Química.
- (III) Efluentes com metais pesados: chegavam pela rede de efluentes com metais pesados à EMP – Estação de Tratamento de Efluentes com Metais Pesados e sofriam um pré-tratamento, que consistia na acidificação com ácido clorídrico e adição de sulfato ferroso para reduzir o cromo +6 a +3. Em seguida, havia a adição de ar comprimido para oxidar o ferro de +2 a +3. Depois era efetuada a alcalinização com solução de cal (CaO), para elevar o pH, e a adição de polieletrólito para precipitar o níquel e o zinco. O lodo gerado era sedimentado no decantador da estação de tratamento de metais pesados, era desidratado no filtro prensa e o clarificado sem metais ia para o tanque de equalização da ETE Físico-Química (ETE-FQ).

Após serem equalizados na ETE Físico-Química, os três efluentes citados sofriam o seguinte tratamento:

- (a) Adição de cloro para oxidar parcialmente a matéria orgânica;
- (b) Adição de cloreto férrico para provocar a floculação química para remoção da carga poluidora;
- (c) Adição de solução de cal e polieletrólito para completar a floculação. Os flocos formados sedimentavam no decantador da ETE Físico - Química; o lodo gerado ia para o adensador de lodo e dali para o filtro prensa, gerando a torta, e o clarificado ia para o rio.

Quanto aos efluentes sanitários, há uma estação independente para tratamento destes efluentes e que não foi considerada neste trabalho.



**FIGURA 4.4: Esquema de Pré-Tratamento da Água Residuária Industrial**

O efluente industrial parcialmente tratado, utilizado como afluente do reator nesse projeto, conforme informações preliminares da empresa, apresentava as seguintes características: óleos e graxas - 19 mg/L, DQO para amostras não filtradas - 1.400 mg/L, sólidos em suspensão totais - 55 mg/L, e  $\text{DBO}_5$  - 600 mg/L. O volume de efluente industrial tratado por dia nesta empresa era de 1.250 m<sup>3</sup>. Assim, apesar dos tratamentos prévios, a água residuária industrial, aqui denominada Água Residuária “*in natura*”, que era lançada no ambiente, apresentava ainda concentração de matéria orgânica elevada com potencialidade de poluir o corpo receptor.

A Água Residuária “*in natura*”, proveniente de indústria automobilística, foi coletada em ponto imediatamente anterior ao lançamento no corpo receptor, conforme Figura 4.4. O transporte da mesma até o Laboratório de Engenharia Bioquímica da EEM-IMT, local onde foi desenvolvido este projeto, foi feito em recipientes de polietileno de alta densidade de 5, 10 e 20 L devidamente identificados. Estes recipientes foram mantidos no interior de um refrigerador doméstico, com temperatura em torno de 10° C, para minimizar os efeitos de

degradação. A operação de cada coleta até o armazenamento durou em média quarenta minutos.

A *Água Residuária “in natura”* foi separada em lotes, cuja numeração seguiu uma ordem cronológica de acordo com a data de coleta da mesma. Nos primeiros três meses de operação do ASBBR, a coleta foi realizada duas vezes por semana, normalmente às terças e sextas-feiras, em um volume de 40 L/semana. Aos poucos, porém, notou-se a grande variação de concentração de matéria orgânica da *Água Residuária “in natura”* de um lote para outro. Com o intuito de se minimizar os efeitos dessa variação sobre os resultados experimentais, a coleta passou a ser realizada uma vez por semana, em um volume de 60 L/semana.

Os lotes de *Água Residuária “in natura”* foram analisados um a um, determinando-se a concentração de matéria orgânica e o pH. Esses dois indicadores químicos serviram de parâmetros para o monitoramento da variação das propriedades da *Água Residuária “in natura”*. Os resultados são apresentados no Anexo I.

## 4.2. Métodos

### 4.2.1. Análises Físico-Químicas

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

Os ácidos voláteis intermediários foram analisados por cromatografia em fase gasosa, utilizando-se o 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), a temperatura do injetor foi igual a 250° C, a razão de “slipt” igual a 20 e o 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. A temperatura do detector foi de 300° C, com fluxo de

ar sintético (300 mL/min) e hidrogênio (30 mL) e a vazão de “make-up” de nitrogênio (35 mL/min).

#### 4.2.2. Composição do Biogás

A determinação da composição do biogás gerado pela digestão anaeróbia 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 1/4” – 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 a vazão de “make-up” de nitrogênio igual a 2,5 mL/min.

### 4.3. Fundamentos Teóricos

#### 4.3.1. Eficiência de Remoção de Matéria Orgânica

A eficiência de remoção de matéria orgânica total ( $\epsilon_{EF}$ ), obtida durante o monitoramento do reator, foi definida pela Equação (4.1), em que  $C_{AF}$  é a concentração de matéria orgânica total do afluente, e  $C_{ST}$ , a concentração de matéria orgânica total do efluente.

$$\epsilon_T (\%) = \frac{C_{AF} - C_{ST}}{C_{AF}} \cdot 100 \quad (4.1)$$

A concentração de matéria orgânica total do efluente foi monitorada em amostras não filtradas ( $C_{ST}$ ) e filtradas ( $C_{SS}$ ), ao longo das condições de operação do reator, gerando valores de eficiência de remoção de matéria orgânica para as mesmas amostras não filtradas ( $\epsilon_T$ ) e filtradas ( $\epsilon_S$ ).

A eficiência de remoção de matéria orgânica para o perfil ao longo de um ciclo de operação do reator ( $\epsilon$ ) foi definida pela Equação 4.2, em que  $C_S$  é a concentração de matéria orgânica para amostras filtradas, recolhidas em determinado instante do ciclo, e  $C_{S0}$ , seu valor inicial ( $t = 0$ ).

$$\varepsilon (\%) = \frac{C_{So} - C_s}{C_{So}} \cdot 100 \quad (4.2)$$

A eficiência de remoção  $\varepsilon$ , apresentada na Equação 4.2, foi usada na obtenção dos perfis de concentração de matéria orgânica.

#### 4.3.2. Normalização da Concentração de Matéria Orgânica ( $C_s'$ )

Os valores experimentais, obtidos nos perfis de concentração de matéria orgânica ao longo dos ciclos de operação do reator, sofreram um ajuste matemático para minimizar as diferenças entre os ensaios realizados em duplicata. A normalização da concentração de matéria orgânica ( $C_s'$ ) é definida pela Equação 4.3.

$$C_s' = C_{SoM} \cdot \left( 1 - \frac{\varepsilon}{100} \right) \quad (4.3)$$

Nesta equação,  $C_{SoM}$  corresponde à média dos valores  $C_{So}$  obtidos em cada perfil de concentração de matéria orgânica, realizado em duplicata.

#### 4.3.3. Modelagem Cinética

O modelo cinético da degradação de matéria orgânica usado neste trabalho foi desenvolvido por RODRIGUES *et al.* (2004), com base no modelo de BAGLEY & BRODKORB (1999). Este último, é uma adaptação de um outro modelo, proposto pela “*International Water Association*” (IWA) e aplicado a sistemas de tratamento com lodo ativado.

No modelo cinético adotado, desenvolvido para reatores anaeróbios operados em batelada sequencial, o processo de degradação da matéria orgânica foi simplificado e dividido em duas etapas consecutivas. Na primeira, o substrato é convertido em ácidos voláteis totais e, na segunda, esses mesmos ácidos são convertidos em metano. Além disso, nas duas etapas, as reações de conversão foram consideradas como sendo de primeira ordem. O modelo ainda prevê a formação de uma concentração residual de substrato e ácidos voláteis totais, sempre que a velocidade de reação tende a zero.

As Equações 4.4 a 4.7, apresentam a rota de degradação da matéria orgânica e as equações das velocidades de consumo de substrato ( $r_s$ ), formação de ácidos voláteis totais ( $r_{AVT}$ ) e formação de metano ( $r_M$ ), respectivamente.



Na Equação 4.4, a, b e c são coeficientes estequiométricos e  $k_1$  e  $k_2$  os parâmetros cinéticos aparentes do modelo adotado.

$$r_s = k_{1S} \cdot (C_S - C_{SR}) \quad (4.5)$$

$$r_{AVT} = k_{1AVT} \cdot (C_S - C_{SR}) - k_{2AVT} \cdot (C_{AVT} - C_{AVTR}) \quad (4.6)$$

$$r_M = k_{2M} \cdot (C_{AVT} - C_{AVTR}) \quad (4.7)$$

Nas Equações 4.5, 4.6 e 4.7,  $k_{1S}$ ,  $k_{1AVT}$ ,  $k_{2AVT}$  e  $k_{2M}$  são os mesmos parâmetros cinéticos aparentes, só que associados ao consumo do substrato ( $k_1$ ), à formação dos ácidos voláteis totais ( $k_1$ ) e à formação do metano ( $k_2$ ).  $C_S$  e  $C_{AVT}$  são as concentrações de substrato e ácidos voláteis totais, e  $C_{SR}$  e  $C_{AVTR}$ , seus valores residuais.

O balanço de massa do reator apresentado na Figura 4.1, deve considerar duas condições distintas de operação, sendo a primeira em batelada, e a segunda, em batelada alimentada. Fazendo o balanço de massa global do reator na operação em batelada, tem-se:

$$\frac{dM}{dt} = 0 \quad (4.8)$$

A Equação 4.8 é uma simplificação do balanço de massa apresentado na Equação 3.6. Na operação em batelada, não há entradas e nem saídas, e a matéria orgânica gerada é



numericamente igual à consumida. Dessa forma, comprova-se que o volume de meio reacional ( $V$ ) é constante, conforme apresentado na Equação 4.9.

$$\frac{dV}{dt} = 0 \quad (4.9)$$

Os balanços de massa de cada um dos compostos envolvidos no modelo cinético de degradação de matéria orgânica, considerando a operação do reator em batelada convencional, são apresentados a seguir:

$$\frac{dC_S}{dt} = -r_S \quad (4.10)$$

$$\frac{dC_{AVT}}{dt} = +r_{AVT} \quad (4.11)$$

$$\frac{dC_M}{dt} = +r_M \quad (4.12)$$

Na Equação 4.12,  $C_M$  é a concentração de metano. Agora, fazendo o balanço de massa global do reator na operação em batelada, tem-se:

$$\frac{dM}{dt} = \dot{M}_E \quad (4.13)$$

Como  $M = V \cdot \rho$ , a Equação 4.13 pode ser expandida e apresentada de acordo com a Equação 4.14.

$$\frac{d(V \cdot \rho)}{dt} = F \cdot \rho \quad (4.14)$$

Nesta equação,  $\rho$  é a densidade do meio reacional e  $F$  é a vazão mássica de matéria orgânica do sistema. Considerando, que a densidade é aproximadamente constante, a Equação 4.14 pode ser simplificada:

$$\frac{dV}{dt} = F \quad (4.15)$$

Observando a Equação 4.15, nota-se que o balanço de massa global do reator, quando operado em batelada alimentada, é igual ao do operado em batelada simples sempre que  $F=0$ . Aplicando o balanço de massa apenas para o substrato, tem-se:

$$\frac{d(C_s \cdot V)}{dt} = C_{s0} \cdot F - r_s \cdot V \quad (4.16)$$

A Equação 4.16 é uma simplificação do balanço apresentado na Equação 3.6, adaptada à operação do reator em batelada alimentada. Desenvolvendo o primeiro termo desta equação, tem-se:

$$\frac{d(C_s \cdot V)}{dt} = V \cdot \frac{dC_s}{dt} + C_s \cdot \frac{dV}{dt} \quad (4.17)$$

Substituindo-se a Equação 4.15 na Equação 4.17, obtém-se a Equação 4.18:

$$\frac{d(C_s \cdot V)}{dt} = V \cdot \frac{dC_s}{dt} + C_s \cdot F \quad (4.18)$$

E substituindo a Equação 4.18 na Equação 4.16, obtém-se a Equação 4.19:

$$V \cdot \frac{dC_s}{dt} + C_s \cdot F = C_{s0} \cdot F - r_s \cdot V \quad (4.19)$$

Rearranjando-se a Equação 4.19, obtém-se a Equação 4.20:

$$\frac{dC_s}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{s0} - C_s) - r_s \quad (4.20)$$

Esta equação descreve a variação da concentração de substrato ao longo de um ciclo de operação do reator em batelada alimentada. Os balanços de massa dos ácidos voláteis totais e do metano são apresentados a seguir:

$$\frac{d(C_{AVT} \cdot V)}{dt} = C_{AVTo} \cdot F + r_{AVT} \cdot V \quad (4.21)$$

$$\frac{d(C_M \cdot V)}{dt} = r_M \cdot V \quad (4.22)$$

As Equações 4.21 e 4.22 correspondem às simplificações do balanço apresentado na Equação 3.6, adaptadas à operação do reator operado em batelada alimentada. Mesmo assim, deve-se levar em conta algumas particularidades referentes a estas duas equações.

A Equação 4.21, por exemplo, considera o termo de entrada de ácidos voláteis no sistema, apesar dos mesmos constituírem um grupo de produtos intermediários na reação de degradação da matéria orgânica proposta pelo modelo cinético adotado. O motivo da inclusão deste termo é a presença de ácidos voláteis no afluente alimentado ao reator. Na Equação 4.22, em contrapartida, deve-se admitir que a concentração de metano na fase líquida, onde ocorre efetivamente a produção do gás, é proporcional à concentração na fase gasosa.

Dispondo do mesmo procedimento usado na obtenção da equação que descreve a variação da concentração de substrato ao longo de um ciclo de operação do reator, foram determinadas as equações 4.23 e 4.24, referentes às variações das concentrações de ácidos voláteis e metano, respectivamente.

$$\frac{dC_{AVT}}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{AVTo} - C_{AVT}) + r_{AVT} \quad (4.23)$$

$$\frac{dC_M}{dt} = -\frac{F}{V} \cdot C_M + r_M \quad (4.24)$$

Nas Equações 4.20 e 4.23,  $C_{so}$  e  $C_{AVTo}$  correspondem aos valores iniciais de  $C_S$  e  $C_{AVT}$ , respectivamente, avaliados no instante inicial de degradação da matéria orgânica segundo a rota metabólica proposta pelo modelo cinético adotado. O mesmo vale para a concentração de metano. Dessa forma, quando  $t=0$ , tem-se:

$$C_S = C_{S_0} \quad (4.25)$$

$$C_{AVT} = C_{AVT_0} \quad (4.26)$$

$$C_M = C_{M_0} \quad (4.27)$$

As Equações 4.10, 4.11 e 4.12, referentes à operação do reator em batelada convencional, e as Equações 4.20, 4.23 e 4.24, referentes à operação em batelada alimentada, foram usadas na determinação dos parâmetros  $k_{1S}$ ,  $k_{1AVT}$ ,  $k_{2AVT}$ ,  $k_{2M}$ ,  $C_{SR}$  e  $C_{AVTR}$  do modelo cinético. Por se tratarem de equações diferenciais, utilizou-se o método de integração numérica Runge-Kutta de 4ª ordem e passo de integração constante, implementado em planilha do software Excel<sup>®</sup>, para que esses parâmetros fossem determinados.

Depois de obtidos, os parâmetros foram ajustados, adotando-se o critério dos mínimos quadrados entre os dados experimentais e os dados obtidos pelo modelo cinético. Este ajuste foi feito com o algoritmo de Newton, através da ferramenta Solver do software Excel<sup>®</sup>.

Os parâmetros cinéticos  $k_{1S}$ ,  $k_{1AVT}$ ,  $k_{2AVT}$ , e  $k_{2M}$  são aparentes, pois não consideram os efeitos de transporte de massa e transferência de calor. Já os parâmetros  $C_{SR}$  e  $C_{AVTR}$ , correspondem apenas a uma estimativa de valor residual de substrato e ácidos voláteis no interior do reator ao final de um ciclo de operação. Além disso, o modelo cinético adotado é uma simplificação do complexo processo de degradação anaeróbia.

Os valores de concentração inicial de matéria orgânica, ácidos voláteis totais e metano, usados na obtenção dos parâmetros do modelo cinético adotado, foram determinados pela média aritmética dos valores experimentais obtidos em duplicata, no instante inicial de realização dos respectivos perfis.

## 4.4. Procedimento Experimental

### 4.4.1. Imobilização da Biomassa Anaeróbia

O lodo anaeróbio foi imobilizado em partículas cúbicas de espuma de poliuretano, conforme metodologia proposta por ZAIAT *et al.* (1994). O procedimento de fixação dos microrganismos foi realizado da seguinte forma:

- (a) O lodo granulado usado como inóculo foi macerado, utilizando-se uma peneira com abertura de 1mm e uma colher, no intuito de que a imobilização dos microrganismos na espuma fosse facilitada com a destruição dos grânulos.
- (b) O inóculo peneirado foi alocado em um béquer. Os cubos de espuma de poliuretano foram adicionados e procedeu-se a mistura de tal forma que todo o material suporte estivesse em contato com a suspensão.
- (c) Decorridas 2 horas para uma melhor aderência do inóculo à espuma, as matrizes com as células aderidas foram colocadas em meio (o mesmo utilizado no experimento) para lavagem dos sólidos fracamente fixados. O meio foi drenado e dessa maneira os cubos de poliuretano com inóculo aderido foram acondicionados no reator sem serem comprimidos. A compressão do material poderia resultar no surgimento de zonas com fluxo interrompido, comprometendo a boa homogeneização do meio.

### 4.4.2. Preparo da Água Residuária para Alimentação do Reator

O preparo da *Água Residuária*, foi alterado de acordo com a condição de operação do ASBBR. Contudo, a base do preparo foi a mesma e constou das seguintes etapas:

- (a) análise da concentração de matéria orgânica (em termos de DQO) da *Água Residuária “in natura”*;
- (b) determinação do volume de *Água Residuária “in natura”* e do volume de água da rede de abastecimento público necessários para que a concentração de matéria orgânica da *Água Residuária para Operação do Reator* atendesse ao valor estipulado para cada condição de operação;
- (c) Medição dos volumes determinados em (b) com o auxílio de uma proveta de polipropileno de 2,0 L e posterior adição em um recipiente de vidro de 12 L;

(d) mistura e dissolução dos compostos usados como nutrientes, fonte de nitrogênio, fonte de carbono e alcalinidade na composição da *Água Residuária para Operação do Reator*, com exceção da *Água Residuária “in natura”* e da água da rede de abastecimento público. Os compostos usados em cada condição de operação do ASBBR são apresentados na Tabela 4.2. Esta etapa foi realizada em um béquer de vidro de 150 mL, com um pouco de água da rede de abastecimento público e o auxílio de um agitador magnético, para garantir a homogeneidade da mistura.

(e) Adição da solução obtida em (d) no mesmo recipiente de vidro referido em (c);

(f) homogeneização do conteúdo do recipiente de 12 L.

A composição da *Água Residuária para Operação do Reator*, preparada em cada condição de operação do ASBBR, encontra-se no Anexo II.

**TABELA 4.2** – Composição da *Água Residuária para Alimentação do Reator* nas Condições I; II ; III; IV e V

Composto	Condição de Operação								
	I		II				III	IV	V
	Ia	Ib	IIa	IIb	IIc	IId	-	-	-
Água Residuária “in natura”	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Água da rede de abastecimento	X	X	X	X	-	-	-	-	-
Sacarose	X	X	X	X	X	X	-	-	-
Extrato de carne	X	-	-	-	-	X	-	-	-
Uréia	-	X	X	X	X	-	-	-	-
Solução salina	X	X	X	X	X	X	-	-	-
(NaHCO <sub>3</sub> )	X	X	X	X	X	X	X	X	X

Os sinais (X) e (-) indicam, respectivamente, a presença ou a ausência do composto

A solução salina foi preparada com 60 g/L de cloreto de sódio, 1,63 g/L de cloreto de magnésio hexahidratado e 1,08 g/L de cloreto de cálcio dihidratado e armazenada em recipientes de vidro, em geladeira a 10° C.

#### 4.4.3. Condições de Operação do ASBBR

O ASBBR foi operado em cinco condições distintas. *Nas Condições I e II*, avaliou-se a influência do aumento da concentração de matéria orgânica do afluente sobre a estabilidade e eficiência do reator. *Nas Condições III, IV e V*, o estudo foi direcionado para uma análise do comportamento do reator, quando submetido a diferentes estratégias de alimentação da *Água Residuária para Operação do Reator*. Em todas as condições de operação, o reator foi mantido a  $30 \pm 1^\circ \text{C}$ , com agitação fixa de 400 rpm. Além disso, o ciclo de cada operação foi de 8 horas (480 minutos), perfazendo ao todo, três ciclos por dia.

A mudança de uma condição para outra acontecia somente após ser atingido o equilíbrio dinâmico de operação. O monitoramento do reator foi feito com amostras do afluente e do efluente, medindo-se a concentração de matéria orgânica ( $C_s$ ), a alcalinidade parcial (AP), a alcalinidade intermediária (AI), a alcalinidade total (AT), a alcalinidade a bicarbonato (AB), a concentração de ácidos voláteis totais (AVT), a concentração de sólidos totais (ST), a concentração de sólidos voláteis totais (SVT), a concentração de sólidos em suspensão voláteis (SSV), além das medidas de pH e do volume descarregado. Estes parâmetros foram monitorados com uma frequência de pelo menos três vezes por semana.

##### 4.4.3.1. Operação do ASBBR na *Condição I*

No início de cada ciclo, o reator foi alimentado com um volume aproximado de 2 L de afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição I*), durante 10 minutos. O tempo de reação para a degradação da matéria orgânica foi de 459 minutos. Ao término de cada ciclo, o efluente foi descarregado também em 10 minutos. Após o esvaziamento do reator, estabeleceu-se um intervalo de tempo de 1 minuto como segurança no sincronismo de operação das bombas usadas, controladas por temporizadores, para que então o próximo ciclo fosse iniciado.

A *Condição I* foi dividida em duas etapas, de acordo com a composição do afluente (vide Tabela 4.2):

- (I) *Condição Ia*: nesta etapa, a concentração de matéria orgânica do afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição Ia*) foi de 1000 mgDQO/L. O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição Ia* são apresentados na Tabela 4.3. Reitera-se o uso de extrato de carne como fonte de nitrogênio. Os resultados são apresentados no item 5.2 e nos Anexos III, IV e V.
- (II) *Condição Ib*: nesta etapa, manteve-se a concentração de matéria orgânica do afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição Ib*) em 1000 mgDQO/L, substituindo-se o extrato de carne por uréia, pois a uréia apresenta um custo cerca de 80 vezes menor que o extrato de carne. O período de operação, em dias e ciclos, e a suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição Ib* são apresentados na Tabela 4.3. Ainda foram obtidos perfis das variáveis de interesse, conforme discutido no item 5.2.1. Os resultados são apresentados no item 5.2 e nos Anexos III, IV e V.



**TABELA 4.3** – Período de operação do ASBBR (em dias e ciclos) e suplementação da *Água Residuária na Operação do Reator na Condição I*

		<i>Condição Ia</i>				<i>Condição Ib</i>
Período (dias)		1 – 4	5 – 7	8 – 23	24 – 24	25 – 46
Número de ciclos		12	9	48	3	66
Suplementação da <i>Água Residuária “in natura”</i>	Sacarose (g/L)	0,019	0,019	0,129	0,100*	0,100
	Extrato de carne (g/L)	0,114	0,114	0,114	0,100*	0
	Uréia (g/L)	0	0	0	0	0,100
	Solução salina (mL/L)	2,300	2,300	2,300	2,000*	2,000
	NaHCO <sub>3</sub> (g/L)	0,300	0,200	0,200	0,200*	0,200

\*condição de suplementação denominada padrão

A suplementação da *Água Residuária “in natura”* para operação do reator na *Condição I*, com 0,1 g/L de sacarose, 0,1 g/L de extrato de carne e 2,0 mL/L de bicarbonato de sódio, foi adotada como referência, e a condição de operação ministrada nestas circunstâncias recebeu a denominação de “condição padrão”.

#### 4.4.3.2. Operação do ASBBR na *Condição II*

Nesta condição, foram mantidos os tempos de alimentação e descarga e o volume alimentado da condição anterior, sendo esta *Condição II* subdividida em quatro etapas de acordo com a composição do afluente (*Água Residuária para Operação do Reator nas Condições IIa, IIb, IIc e IId*), conforme apresentado na Tabela 4.2.

- (I) *Condição IIa*: nesta etapa, a concentração de matéria orgânica do afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição IIa*) foi de 2000mgDQO/L. O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição IIa*, são apresentados na Tabela 4.4. Reitera-se o uso de uréia, em substituição ao extrato de carne, como fonte de nitrogênio e ressalta-se o aumento da concentração de bicarbonato de sódio em 2,5 vezes em relação à concentração da “condição padrão”, indicada na Tabela 4.3, em função da variação da concentração de matéria orgânica dos lotes

recebidos de *Água Residuária*. Os resultados são apresentados no item 5.3 e nos Anexos III, IV e V.

- (II) *Condição IIb*: nesta etapa, foram mantidas a concentração de matéria orgânica do afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição IIb*) e a uréia, em substituição ao extrato de carne, como fonte de nitrogênio. Houve duplicação das concentrações de sacarose, uréia e solução salina e o aumento da concentração de bicarbonato de sódio foi de 2,5 vezes, em relação às concentrações da “condição padrão”, indicada na tabela 4.3. O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição IIb*, são apresentados na Tabela 4.3. Nesta etapa, ainda foram obtidos perfis das variáveis de interesse, conforme discutido no 5.3. Os resultados são apresentados no item 5.3 e nos Anexos III, IV e V.
- (III) *Condição IIc*: nesta etapa, a concentração de matéria orgânica do afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição IIc*) foi de  $1459 \pm 313$  mgDQO/L. Foi mantida a uréia como fonte de nitrogênio, sendo quadruplicadas as concentrações de sacarose, uréia, solução salina e bicarbonato de sódio em relação às concentrações da “condição padrão”, indicada na Tabela 4.3. O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição IIc*, são apresentados na Tabela 4.4. Os resultados são apresentados no item 5.3 e nos Anexos III, IV e V.
- (IV) *Condição IId*: nesta etapa, a concentração de matéria orgânica do afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição IId*) foi de  $2045 \pm 192$  mgDQO/L. Fora isso, foram mantidas as mesmas condições da etapa anterior, alterando-se apenas a fonte de nitrogênio, utilizando-se o extrato de carne, no intuito de se verificar um possível aumento de eficiência de remoção de matéria orgânica. O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição IId*, são apresentados na Tabela 4.4. Os resultados são apresentados no item 5.3 e nos Anexos III, IV e V.

**TABELA 4.4** – Período de operação (em dias e ciclos) e condições de suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição II*

<i>Condição</i>		<i>IIa</i>	<i>IIb</i>	<i>IIc</i>	<i>IId</i>
Período (dias)		1-12	13-36	37-53	54-65
Número de Ciclos		36	72	51	36
Suplementação de Água Residuária “ <i>in natura</i> ”	Sacarose (g/L)	0,100	0,200	0,400	0,400
	Extrato de carne (g/L)	0	0	0	0,400
	Uréia (g/L)	0,100	0,200	0,400	0
	Solução salina (mL/L)	2,000	4,000	8,000	8,000
	NaHCO <sub>3</sub> (g/L)	0,500	0,500	0,800	0,800

Nas *Condições III, IV e V*, o afluente para operação do reator foi a *Água Residuária “in natura”*, isenta de sacarose, extrato de carne, uréia e solução salina e foi suplementada apenas com bicarbonato de sódio, pois devido às variações dos lotes de *Água Residuária*, foi decidido que o experimento nestas condições seria dirigido às estratégias de alimentação do reator.

#### 4.4.3.3. Operação do ASBBR na *Condição III*

Nesta condição, foram mantidos os tempos de alimentação e descarga, e o volume alimentado, idênticos aos das *Condições I e II*. A concentração de matéria orgânica do afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição III*) foi de  $869 \pm 199$  mgDQO/L. O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição III* são apresentados na Tabela 4.5. Ainda foram obtidos perfis das variáveis de interesse, conforme discutido no item 5.4.1. Os resultados são apresentados no item 5.4 e nos Anexos III, IV e V.

**TABELA 4.5** – Período de operação (em dias e ciclos) e condições de suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição III*

<i>Condição</i>	<i>III</i>
Período (dias)	1-32
Número de Ciclos	96
NaHCO <sub>3</sub> (g/L)	0,800

#### 4.4.3.4. Operação do ASBBR na *Condição IV*

Nesta condição, o reator foi inicialmente alimentado com um volume aproximado de 1L de afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição IV*) em 10 minutos. Esse volume correspondia a 50% do volume total de afluente que foi tratado, por ciclo, no reator. Os outros 50% foram carregados em batelada alimentada durante metade do tempo de um ciclo, ou seja, o litro restante foi alimentado em 4 horas. O tempo de reação para a degradação da matéria orgânica foi de 459 minutos. Ao término de cada ciclo, o volume de 2L de efluente foi descarregado em 10 minutos. Para a alimentação em batelada alimentada foi necessário utilizar uma terceira bomba de diafragma, vide Figura 4.2. As bombas utilizadas foram controladas por temporizadores.

A concentração de matéria orgânica do afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição IV*) foi de  $858 \pm 278$  mgDQO/L. O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição IV* são apresentados na Tabela 4.6. Ainda foram obtidos perfis das variáveis de interesse, conforme discutido no item 5.5.1. Os resultados são apresentados no item 5.1 e nos Anexos III, IV e V.

**TABELA 4.6** – Período de operação (em dias e ciclos) e condições de suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição IV*

<i>Condição</i>	<i>IV</i>
Período (dias)	1-35
Número de Ciclos	105
NaHCO <sub>3</sub> (g/L)	0,800

#### 4.4.3.5. Operação do ASBBR na *Condição V*

No início de cada ciclo, o reator foi carregado com um volume aproximado de 1 L de afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição V*), em batelada alimentada durante 4 horas, e o outro 1L foi remanescente do ciclo anterior. O tempo de degradação da matéria orgânica foi de 459 minutos. Ao término de cada ciclo, apenas 1L do efluente foi descarregado, no tempo de 10 minutos. As bombas utilizadas foram controladas por temporizadores.

A concentração de matéria orgânica do afluente (*Água Residuária para Operação do Reator na Condição V*) foi de  $987 \pm 115$  mgDQO/L. O período de operação do ASBBR, em dias e ciclos, e a suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição V* são apresentados na Tabela 4.7. Ainda foram obtidos perfis das variáveis de interesse, conforme discutido no 5.6.1. Os resultados são apresentados no item 5.6 e nos Anexos III, IV e V.

**TABELA 4.7** – Período de operação (em dias e ciclos) e condições de suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição V*

<i>Condição</i>	<i>V</i>
Período (dias)	1-36
Número de Ciclos	108
NaHCO <sub>3</sub> (g/L)	0,800

#### 4.5. Parâmetros de Operação do ASBBR

Analisando-se as condições de operação do reator, pode-se levantar semelhanças e diferenças entre elas, conforme apresentado na Tabela 4.8.

**TABELA 4.8** – Principais características de processo na operação do reator

Características Principais de Processo	Condição				
	<i>I</i>	<i>II</i>	<i>III</i>	<i>IV</i>	<i>V</i>
Tempo de operação (dias)	46	65	32	35	36
Número de ciclos	138	195	96	105	108
Concentração média de matéria orgânica no afluente (mgDQO/L)	992 ± 49	1897 ± 190	869 ± 199	858 ± 278	987 ± 115
Volume de efluente (L)	1,70 ± 0,08	1,72 ± 0,04	2,00 ± 0,06	2,18 ± 0,05	0,94 ± 0,15
Tempo de Carga Afluente em Batelada (min)	10	10	10	10	0
Tempo de Carga Afluente em Batelada Alimentada (min)	0	0	0	240	240
Tempo de Descarga (min)	10	10	10	10	10
Suplementação de Alcalinidade	Ver Tabela 4.3	Ver Tabela 4.4	Ver Tabela 4.5	Ver Tabela 4.6	Ver Tabela 4.7
Suplementação de Nutrientes	Ver Tabela 4.3	Ver Tabela 4.4	-	-	-

#### 4.6. Perfis ao Longo do Ciclo de Operação do Reator

Depois de atingida a estabilidade operacional do sistema, a qual foi verificada pela obtenção de valores aproximadamente constantes para as variáveis monitoradas do efluente, foram realizados perfis das variáveis de interesse. Os perfis foram obtidos através da retirada de amostras ao longo de um ciclo de operação.

As variáveis de interesse foram as concentrações de matéria orgânica na forma filtrada, de alcalinidade a bicarbonato e de ácidos voláteis totais e intermediários, além do pH e das concentrações e frações molares de metano e gás carbônico.

Esses perfis possibilitaram uma melhor compreensão das rotas de degradação da matéria orgânica ao longo de um ciclo de operação do ASBBR, além de permitirem a obtenção das constantes dos modelos cinéticos ajustados a esses perfis.

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

- (I) perfis de concentração de matéria orgânica (em termos de DQO), de alcalinidade (AP, AI, AT e AB), de ácidos voláteis intermediários (AV) e totais AVT e pH: de 30 em 30 minutos, durante as três primeiras horas de operação, de 60 em 60 minutos na hora seguinte e de 90 em 90 minutos no restante do ciclo. O volume de amostras ficou sempre abaixo dos 10% do volume de afluente (*Água Residuária para Operação do Reator nas Condições I, II, III, IV e V*) alimentado. Os resultados são apresentados nos itens 5.2.1; 5.3.1; 5.4.1; 5.5.1; 5.6.1 e no Anexo V.
- (II) perfil de biogás: 30 em 30 minutos, durante as três primeiras horas de operação, e de 60 em 60 minutos nas três horas seguintes, além de uma última amostra com sete horas e meia de ciclo. Os resultados são apresentados nos itens 5.2.1; 5.3.1; 5.4.1; 5.5.1; 5.6.1 e no Anexo V.

Após obtenção destes perfis, a condição de operação era alterada, dando início a uma outra condição.



#### **4.7. Análise dos resultados experimentais**

Os resultados experimentais obtidos no monitoramento do sistema e nos perfis ao longo do ciclo de cada condição operacional, ou seja, com diferentes períodos de enchimento do reator, foram analisados com base nos princípios da digestão anaeróbia, avaliando-se a influência da estratégia de alimentação sobre estabilidade e desempenho do sistema, com atenção aos ácidos voláteis intermediários no processo de conversão da matéria orgânica a biogás.

Os parâmetros cinéticos obtidos nos perfis ao longo do ciclo foram analisados com base nas velocidades de conversão da matéria orgânica, obtida através de ajustes matemáticos às curvas transientes.

## CAPÍTULO 5

### RESULTADOS E DISCUSSÃO

#### 5.1. Análise da *Água Residuária “in natura”*

A *Água Residuária “in natura”*, segundo informações da indústria automobilística, apresentava concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas de 1400 mgDQO/L e concentração de sólidos em suspensão totais de 55 mg/L. Porém, esses valores não se confirmaram na prática.

Os lotes de *Água Residuária “in natura”* que eram trazidos para o laboratório de Engenharia Bioquímica da EEM-IMT, onde foi desenvolvido este projeto, foram analisados um a um, determinando-se a concentração de matéria orgânica e o pH. Além disso, foram realizadas análises de sólidos em dois lotes, escolhidos por amostragem. Os resultados são apresentados no Anexo I.

A concentração média de matéria orgânica encontrada nos lotes de *Água Residuária “in natura”* foi de  $1619 \pm 754$  mgDQO/L. Pelo desvio padrão obtido, nota-se que a variação de matéria orgânica de um lote para outro foi considerável. Para se ter uma idéia da amplitude dessa variação, o maior valor de concentração de matéria orgânica obtido foi de 4572,1 mgDQO/L e o menor de 613,8 mgDQO/L. Desse modo, conclui-se que a *Água Residuária “in natura”*, não atendeu aos padrões de lançamento estabelecidos pelo CONAMA (Conselho Nacional do Meio Ambiente), comprometendo a qualidade das águas do corpo receptor.

A concentração de sólidos em suspensão totais (SST) também variou bastante. Os valores obtidos para os lotes 15 e 18, escolhidos por amostragem, foram de 62 mg/L e 128 mg/L, respectivamente. Resultados de monitoramento das *Condições III, IV e V* também podem ser usados para reforçar essa idéia, visto que, nessas condições, o afluente usado foi a

*Água Residuária “in natura”*, isenta de nutrientes (sacarose, extrato de carne, uréia e solução salina) e suplementada apenas com bicarbonato de sódio. Os valores médios obtidos foram  $25 \pm 3$  mg/L,  $76 \pm 12$  mg/L e  $23 \pm 4$  mg/L para as *Condições III, IV e V*, respectivamente.

Além disso, foi determinada a concentração média de sólidos em suspensão sedimentáveis do lote 60, com o auxílio de um cone Imhoff. O resultado, diferentemente do obtido pelo método gravimétrico, foi expresso em mL/L. O lote 60 foi escolhido por amostragem e o valor médio obtido para esse lote foi de 0,8 mL/L. Já o pH demonstrou uma boa estabilidade, ficando na faixa de  $7,5 \pm 0,7$ .

As análises acima relatadas, a respeito dos lotes de *Água Residuária “in natura”*, justificam a dificuldade de operação do reator com valores fixos de concentração de matéria orgânica, o que somente se comprovou a partir da metade da *Condição II*.

Na *Condição I*, todos os lotes usados apresentaram concentração de matéria orgânica acima de 1000 mgDQO/L, sendo diluídos com água da rede de abastecimento público para se adequarem às condições de operação. Na *Condição II*, o procedimento adotado foi o mesmo, mas para uma concentração de matéria orgânica de 2000 mg/L. Contudo, metade dos lotes usados apresentou-se abaixo desse valor, tornando desnecessária a diluição. Nas *Condições III, IV e V*, concluiu-se que suplementar os lotes de *Água Residuária “in natura”* com o objetivo único de se atingir o valor de 2000 mgDQO/L descaracterizaria o afluente tratado, de modo que os mesmos passaram a ser usados com sua concentração de matéria orgânica original.

## 5.2. Operação do ASBBR na *Condição I*

Na *Condição I*, o reator foi operado por 46 dias (138 ciclos), tratando *Água Residuária para Operação do Reator na Condição I*, com concentração de matéria orgânica de 1000 mgDQO/L. A composição do afluente e os parâmetros de operação são apresentados nas Tabelas 4.3 e 4.8., respectivamente. Reitera-se, que a *Condição I* foi dividida em duas etapas, *Condição Ia* e *Condição Ib*, de acordo com a composição do afluente, vide Tabela 4.3.

Os resultados do monitoramento das variáveis de interesse do afluente e do efluente, obtidos na *Condição I*, são apresentados nas Tabelas 5.1 (*Condição Ia*) e 5.2 (*Condição Ib*), e nas Figuras 5.1 e 5.2.. A relação completa dos resultados de monitoramento do afluente e do efluente encontra-se nos Anexos III e IV.

A Figura 5.1 apresenta a variação da concentração de matéria orgânica ( $C_S$ ) em termos de amostras não filtradas e filtradas do efluente ao longo do período de operação do reator na *Condição I*, enquanto que a Figura 5.2, mostra a variação da eficiência de remoção de matéria orgânica ( $\epsilon_T$ ) para amostras não filtradas e ( $\epsilon_S$ ) para amostras filtradas, durante o mesmo período.

**TABELA 5.1** – Valores médios das variáveis monitoradas na *Condição Ia*

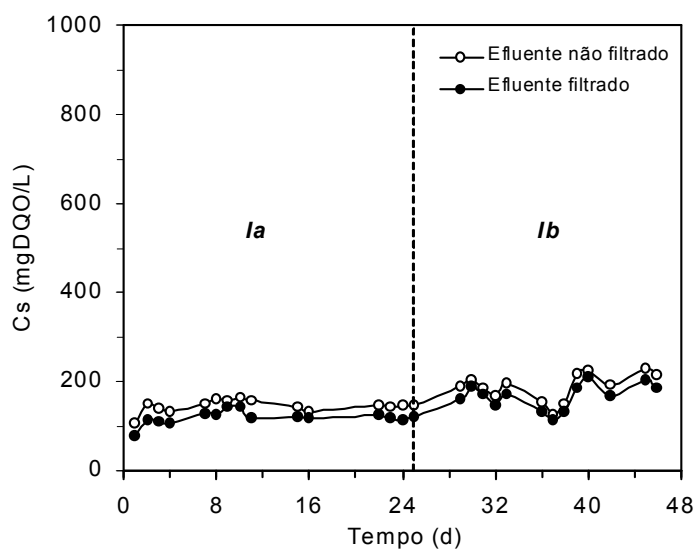
Variável	Afluente	Efluente
C <sub>ST</sub> (mgDQO/L)	1030 ± 55 <sup>(14)</sup>	145 ± 15 <sup>(14)</sup>
ε <sub>T</sub> (%)	-	86 ± 1 <sup>(14)</sup>
C <sub>SS</sub> (mgDQO/L)	-	119 ± 16 <sup>(14)</sup>
ε <sub>S</sub> (%)	-	88 ± 2 <sup>(14)</sup>
AVT (mgHAc/L)	122 ± 28 <sup>(18)</sup>	20 ± 5 <sup>(15)</sup>
AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	208 ± 48 <sup>(18)</sup>	437 ± 59 <sup>(15)</sup>
AI/AP	0,7 ± 0,2 <sup>(18)</sup>	0,28 ± 0,05 <sup>(15)</sup>
pH	7,6 ± 0,3 <sup>(18)</sup>	7,3 ± 0,1 <sup>(15)</sup>
Volume (L)	2,00	1,65 ± 0,09 <sup>(10)</sup>

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

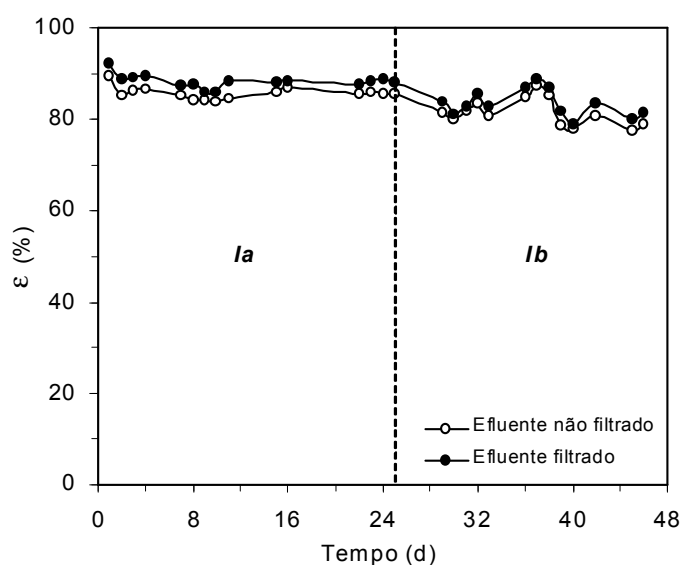
**TABELA 5.2** – Valores médios das variáveis monitoradas na *Condição Ib*

Variável	Afluente	Efluente
C <sub>ST</sub> (mgDQO/L)	954 ± 44 <sup>(14)</sup>	186 ± 32 <sup>(14)</sup>
ε <sub>T</sub> (%)	-	82 ± 3 <sup>(14)</sup>
C <sub>SS</sub> (mgDQO/L)	-	164 ± 31 <sup>(14)</sup>
ε <sub>S</sub> (%)	-	84 ± 3 <sup>(14)</sup>
AVT (mgHAc/L)	137 ± 19 <sup>(13)</sup>	28 ± 11 <sup>(10)</sup>
AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	191 ± 21 <sup>(13)</sup>	570 ± 53 <sup>(10)</sup>
AI/AP	0,9 ± 0,2 <sup>(13)</sup>	0,29 ± 0,04 <sup>(10)</sup>
pH	7,6 ± 0,2 <sup>(13)</sup>	7,5 ± 0,1 <sup>(10)</sup>
ST (mg/L)	1555 ± 81 <sup>(2)</sup>	1185 ± 69 <sup>(2)</sup>
SVT (mg/L)	660 ± 3 <sup>(2)</sup>	379 ± 27 <sup>(2)</sup>
SST (mg/L)	29 ± 4 <sup>(2)</sup>	64 ± 8 <sup>(2)</sup>
SSV (mg/L)	16 ± 6 <sup>(2)</sup>	56 ± 11 <sup>(2)</sup>
Volume (L)	2,00	1,74 ± 0,06 <sup>(15)</sup>

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



**FIGURA 5.1** – Concentração de matéria orgânica na *Condição I*



**FIGURA 5.2** – Eficiência de remoção de matéria orgânica na *Condição I*

Na *Condição Ia*, a composição da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição I* foi alterada em quatro oportunidades, conforme indicado na Tabela 4.3, até que se chegasse à condição otimizada, descrita no item 4.4.3.1. A princípio, o reator foi operado por 4 dias (12 ciclos). Em seguida, foi diminuída a suplementação de bicarbonato de sódio e, nessa nova condição, o reator foi operado por 3 dias (9 ciclos). Na sequência, foi aumentada a suplementação de sacarose, sendo o reator operado por 16 dias (48 ciclos). Por fim, optou-se pela diminuição da suplementação de sacarose, extrato de carne e solução salina e, também,

pela manutenção da suplementação de bicarbonato de sódio. Nessa condição, denominada “condição padrão”, o reator operou por 1 dia (3 ciclos), apenas para ajuste do sistema.

As variações da composição da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição I*, na *Condição Ia*, apresentadas na Tabela 4.3, visaram a otimização da quantidade de sacarose, extrato de carne, solução salina e bicarbonato de sódio suplementados ao afluente. Além disso, em todas elas, foi utilizado o extrato de carne como fonte de nitrogênio, vide Tabela 4.2. De modo geral, na *Condição Ia*, o reator foi operado por 24 dias (72 ciclos), apresentando eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de  $88 \pm 2\%$ .

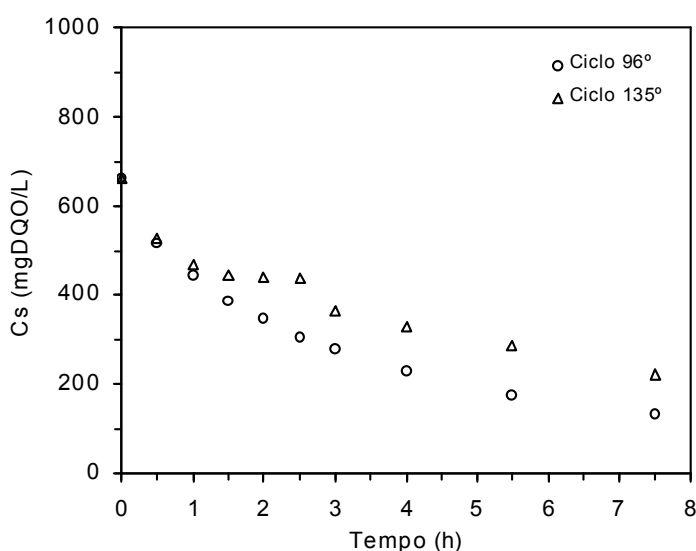
No 25º dia de operação teve início a *Condição Ib*, com a troca da fonte de nitrogênio de extrato de carne para uréia, vide Tabela 4.2. O intuito foi o de reduzir os custos de tratamento da *Água Residuária para Operação do Reator*, já que o valor comercial do extrato de carne é relativamente alto. A suplementação dos demais compostos foi mantida, vide Tabela 4.3. Nesta etapa, o sistema foi operado por 22 dias (66 ciclos), apresentando uma eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de  $84 \pm 3\%$ .

Observa-se nas Tabelas 5.1 e 5.2, que os valores médios de concentração de matéria orgânica para amostras filtradas e não filtradas do efluente são próximos, indicando que a retenção de sólidos no sistema foi relativamente eficiente. Além disso, observa-se, também, que houve geração de alcalinidade no sistema, o que se verifica comparando-se os valores médios de alcalinidade a bicarbonato do afluente e do efluente. Nota-se que o valor obtido para o efluente é aproximadamente 2,1 vezes maior que o valor obtido para o afluente, na *Condição Ia*, e praticamente 3 vezes maior na *Condição Ib*. A concentração média de ácidos voláteis totais no efluente diminuiu, apresentando um valor 6,1 vezes menor em relação ao afluente na *Condição Ia*, e 4,9 vezes menor, na *Condição Ib*. Obviamente, os valores de alcalinidade e concentração de ácidos voláteis variaram muito durante o período de operação do reator nas *Condições Ia* e *Ib*, por dependerem diretamente das condições em que se encontravam os lotes de *Água Residuária “in natura”*, conforme discutido no item 5.1.

Depois de atingida a estabilidade operacional do sistema, confirmada através da obtenção de valores aproximadamente constantes para as variáveis monitoradas, foi avaliado o comportamento do reator durante um ciclo de operação, conforme mostrado a seguir.

### 5.2.1. Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na *Condição I*

A Figura 5.3 apresenta o resultado do perfil de concentração de matéria orgânica ( $C_s$ ) para amostras filtradas, realizado em duplicata ao longo dos 96° e 135° ciclos de operação do reator na *Condição I*, mais especificamente na *Condição Ib*, com suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição Ib*, conforme indicado na Tabela 4.3. A concentração de matéria orgânica no início do ciclo foi de 664,5 mgDQO/L, em função da espuma ainda molhada que diluiu a concentração e a concentração residual foi de 177,3 mgDQO/L, em valores médios. Os resultados destes perfis encontram-se no Anexo V.



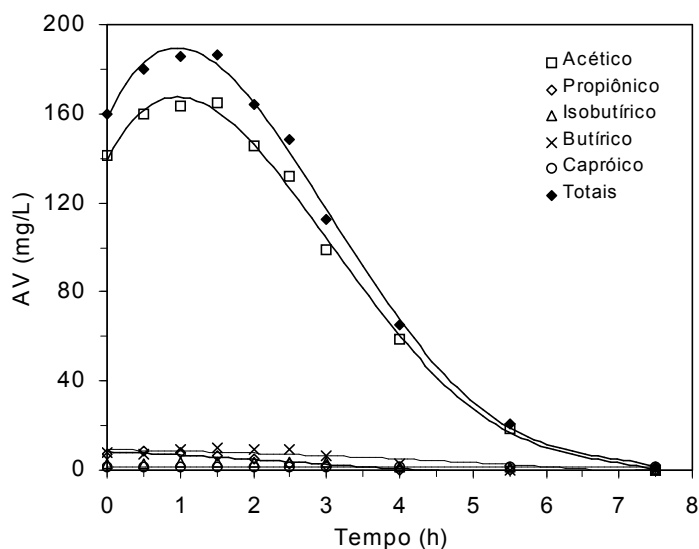
**FIGURA 5.3** – Perfil de concentração de matéria orgânica na *Condição I*

A Figura 5.4 apresenta os valores médios de concentração de ácidos voláteis intermediários e totais, obtidos pelo método cromatográfico. Os perfis foram obtidos, em duplicata, ao longo dos 96° e 135° ciclos, para amostras filtradas. Ressalta-se, que a concentração de ácidos voláteis totais, neste caso, é a soma dos ácidos intermediários presentes (acético, propiônico, isobutírico, butírico e capróico). A Figura 5.5 apresenta os perfis de concentração de ácidos voláteis encontrados no reator. Assim, enquanto a Figura 5.5 apresenta apenas a variação da concentração dos voláteis totais, ao longo de dois ciclos de operação, na Figura 5.4 é possível observar o comportamento individual de cada um dos ácidos voláteis.

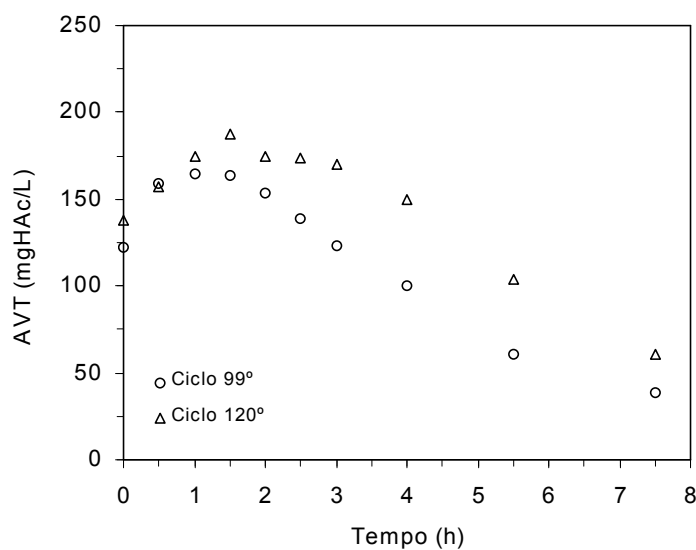
Dentre os ácidos voláteis intermediários, o ácido acético foi o encontrado em maior abundância, indicando a ocorrência da acetogênese.



Comparando os resultados dos perfis apresentados nas Figuras 5.4 e 5.5, observa-se que os valores médios de concentração máxima de ácidos voláteis totais foram bem próximos, cerca de 186 mg/L pelo método cromatográfico e 175 mgHAc/L pelo método titulométrico. Além disso, a concentração média residual de ácidos voláteis totais obtida pelo método titulométrico foi superior (cerca de 50 mgHAc/L) à concentração obtida pela análise cromatográfica. A diferença entre estes valores pode ser justificada pela não detecção de algum ácido volátil, utilizando-se a análise cromatográfica, ou pela titulação de outra substância, como um sal de caráter ácido, por exemplo, no método titulométrico. Os resultados dos perfis de concentração de ácidos voláteis encontram-se no Anexo V.

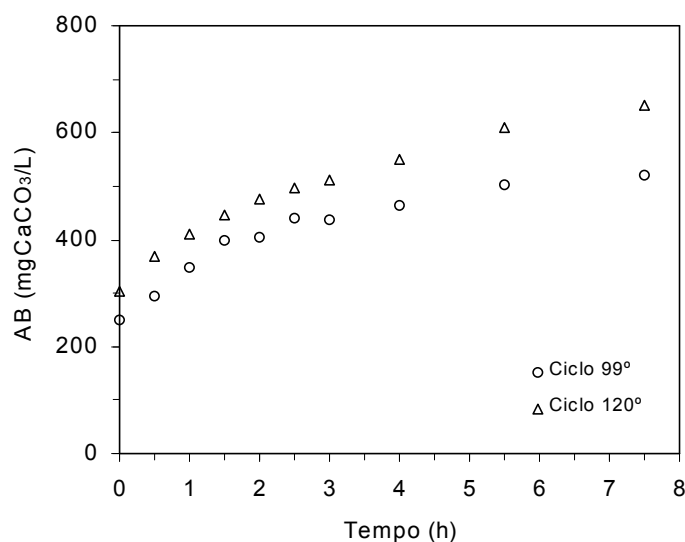


**FIGURA 5.4** – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários na *Condição I*



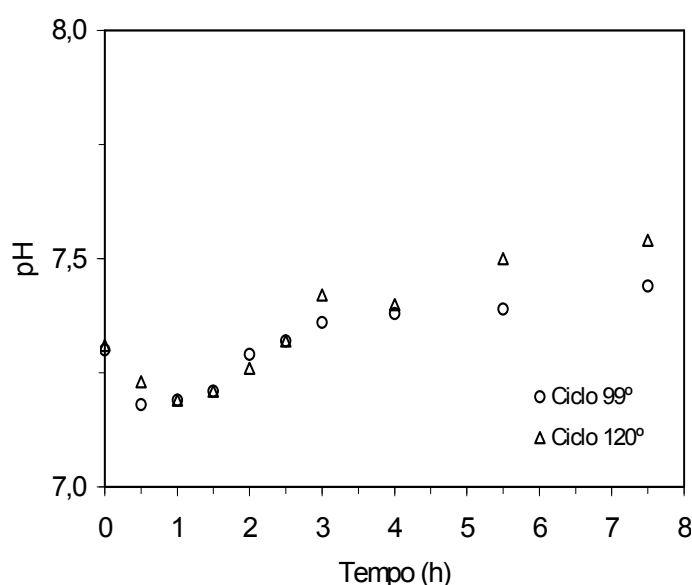
**FIGURA 5.5** – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais na *Condição I*

A Figura 5.6 apresenta o perfil de alcalinidade a bicarbonato, realizado em duplicata, ao longo dos 99° e 120° ciclos de operação do reator na *Condição I*. Observa-se, que o sistema gerou alcalinidade, passando de 276 mgCaCO<sub>3</sub>/L para 586 mgCaCO<sub>3</sub>/L, em valores médios. O aumento da alcalinidade a bicarbonato foi evidente nas primeiras horas de ciclo, diminuindo de intensidade nas horas restantes. Os resultados destes perfis encontram-se no Anexo V.



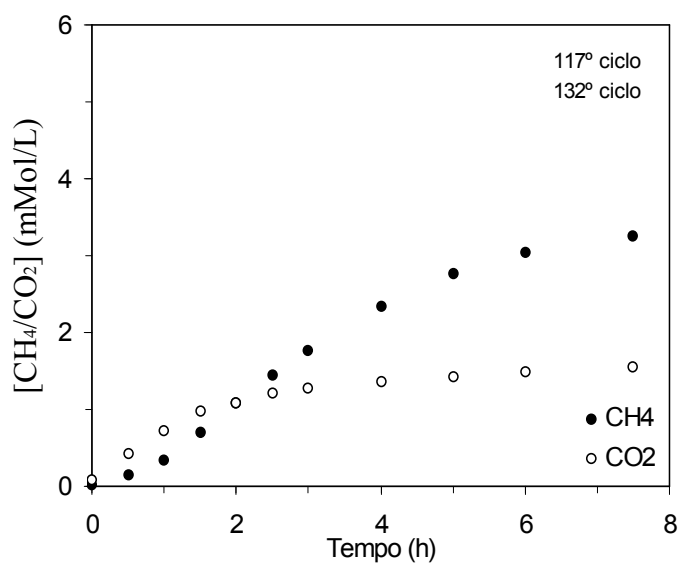
**FIGURA 5.6** – Perfil de alcalinidade a bicarbonato na *Condição I*

A Figura 5.7 mostra os valores de pH do sistema, obtidos em duplicata, ao longo do 99º e 120º ciclos de operação do reator na *Condição I*. Confrontando os resultados dos perfis de pH e concentração de ácidos voláteis, nota-se que existe uma relação mútua entre essas variáveis. O menor valor de pH, próximo aos 60 minutos do início do ciclo, coincidem com o valor máximo de concentração de ácidos voláteis totais. Observa-se que, até este período de tempo, houve um acúmulo dos mesmos devido à acidogênese. A seguir, estes ácidos foram consumidos nas etapas posteriores de acidogênese e metanogênese, havendo um aumento nos valores de pH até o término do ciclo de operação. Os resultados dos perfis de pH encontram-se no Anexo V.

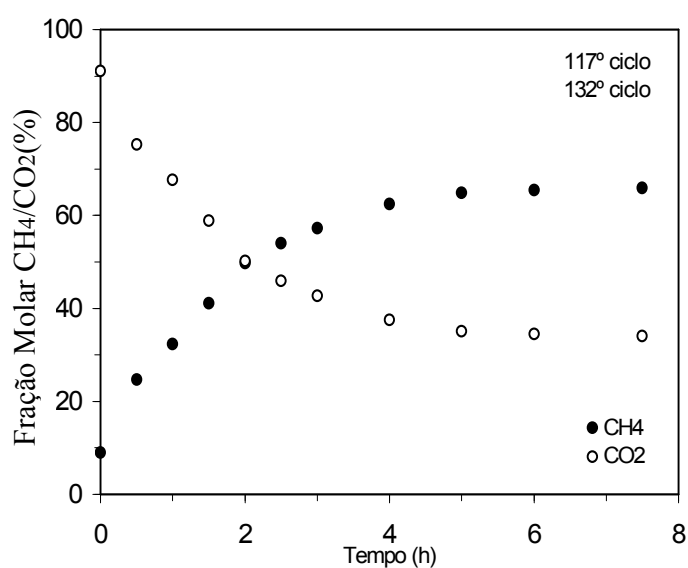


**FIGURA 5.7** – Perfil de pH na *Condição I*

As Figuras 5.8 e 5.9 apresentam, respectivamente, os resultados dos perfis de concentração e fração molar de metano e gás carbônico, realizados em duplicata, ao longo dos 132º e 177º ciclos de operação do reator, tendo sido utilizados os valores médios entre os ciclos. Observa-se, que ao final do ciclo, a composição do biogás gerado foi de 65% de metano e 35% de gás carbônico. A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias. Os resultados desses perfis encontram-se no Anexo V.



**FIGURA 5.8** – Perfil de metano e gás carbônico na *Condição I*



**FIGURA 5.9** – Perfil de fração molar de metano e gás carbônico na *Condição I*

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória na *Condição I*, ocorrendo geração de alcalinidade, consumo de ácidos voláteis, produção de metano e gás carbônico e boa eficiência de remoção de matéria orgânica.

### 5.3. Operação do ASBBR na *Condição II*

Na *Condição II*, o reator foi operado por 65 dias (195 ciclos) tratando *Água Residuária para Operação do Reator na Condição II*, com concentração de 1500 a 2000 mgDQO/L. A composição do afluente e os parâmetros de operação são apresentados nas Tabelas 4.4 e 4.8, respectivamente. Reitera-se que a *Condição II* foi dividida em quatro etapas: *Condição IIa*, *Condição IIb*, *Condição IIc* e *Condição IId*, de acordo com a composição do afluente.

Os valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente, durante o monitoramento do reator, são apresentados nas Tabelas 5.3 a 5.6 e nas Figuras 5.10 e 5.11. A relação completa desses valores encontra-se nos Anexos III e IV.

**TABELA 5.3** – Valores médios das variáveis monitoradas na *Condição IIa*

Variável	Afluente	Efluente
C <sub>ST</sub> (mgDQO/L)	2022 ± 167 <sup>(8)</sup>	657 ± 39 <sup>(8)</sup>
ε <sub>T</sub> (%)	-	67 ± 3 <sup>(8)</sup>
C <sub>SS</sub> (mgDQO/L)	-	623 ± 44 <sup>(8)</sup>
ε <sub>S</sub> (%)	-	69 ± 3 <sup>(8)</sup>
AVT (mgHAc/L)	386 ± 50 <sup>(5)</sup>	245 ± 35 <sup>(6)</sup>
AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	439 ± 69 <sup>(5)</sup>	732 ± 73 <sup>(6)</sup>
AI/AP	1,1 ± 0,3 <sup>(5)</sup>	0,55 ± 0,07 <sup>(6)</sup>
pH	7,2 ± 0,4 <sup>(5)</sup>	7,37 ± 0,06 <sup>(6)</sup>
ST (mg/L)	2438 ± 153 <sup>(2)</sup>	2176 ± 59 <sup>(2)</sup>
SVT (mg/L)	1096 ± 8 <sup>(2)</sup>	1037 ± 92 <sup>(2)</sup>
SST (mg/L)	83 ± 13 <sup>(2)</sup>	104 ± 34 <sup>(2)</sup>
SSV (mg/L)	29 ± 4 <sup>(2)</sup>	68 ± 3 <sup>(2)</sup>
Volume (L)	2,00	1,77 ± 0,03 <sup>(7)</sup>

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

**TABELA 5.4** – Valores médios das variáveis monitoradas na *Condição IIb*

Variável	Afluente	Efluente
C <sub>ST</sub> (mgDQO/L)	2062 ± 89 <sup>(13)</sup>	639 ± 67 <sup>(13)</sup>
ε <sub>T</sub> (%)	-	69 ± 2 <sup>(13)</sup>
C <sub>SS</sub> (mgDQO/L)	-	591 ± 71 <sup>(13)</sup>
ε <sub>S</sub> (%)	-	71 ± 3 <sup>(13)</sup>
AVT (mgHAc/L)	258 ± 59 <sup>(13)</sup>	221 ± 56 <sup>(13)</sup>
AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	349 ± 21 <sup>(13)</sup>	792 ± 69 <sup>(13)</sup>
AI/AP	1,0 ± 0,2 <sup>(13)</sup>	0,56 ± 0,08 <sup>(13)</sup>
pH	7,2 ± 0,2 <sup>(13)</sup>	7,27 ± 0,08 <sup>(13)</sup>
ST (mg/L)	2520 ± 178 <sup>(4)</sup>	1956 ± 123 <sup>(4)</sup>
SVT (mg/L)	1199 ± 53 <sup>(4)</sup>	887 ± 109 <sup>(4)</sup>
SST (mg/L)	54 ± 13 <sup>(4)</sup>	76 ± 5 <sup>(4)</sup>
SSV (mg/L)	22 ± 3 <sup>(4)</sup>	60 ± 13 <sup>(4)</sup>
Volume (L)	2,00	1,70 ± 0,03 <sup>(14)</sup>

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

**TABELA 5.5** – Valores médios das variáveis monitoradas na *Condição IIc*

Variável	Afluente	Efluente
C <sub>ST</sub> (mgDQO/L)	1459 ± 313 <sup>(11)</sup>	463 ± 122 <sup>(11)</sup>
ε <sub>T</sub> (%)	-	68 ± 3 <sup>(11)</sup>
C <sub>SS</sub> (mgDQO/L)	-	403 ± 102 <sup>(11)</sup>
ε <sub>S</sub> (%)	-	72 ± 2 <sup>(11)</sup>
AVT (mgHAc/L)	144 ± 32 <sup>(10)</sup>	101 ± 48 <sup>(11)</sup>
AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	600 ± 23 <sup>(10)</sup>	1177 ± 54 <sup>(11)</sup>
AI/AP	0,41 ± 0,06 <sup>(10)</sup>	0,33 ± 0,05 <sup>(11)</sup>
pH	7,9 ± 0,2 <sup>(10)</sup>	7,57 ± 0,07 <sup>(11)</sup>
ST (mg/L)	3201 ± 192 <sup>(4)</sup>	2111 ± 168 <sup>(3)</sup>
SVT (mg/L)	1576 ± 164 <sup>(4)</sup>	826 ± 137 <sup>(3)</sup>
SST (mg/L)	65 ± 12 <sup>(4)</sup>	110 ± 9 <sup>(3)</sup>
SSV (mg/L)	38 ± 7 <sup>(4)</sup>	98 ± 2 <sup>(3)</sup>
Volume (L)	2,00	1,62 ± 0,06 <sup>(13)</sup>

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

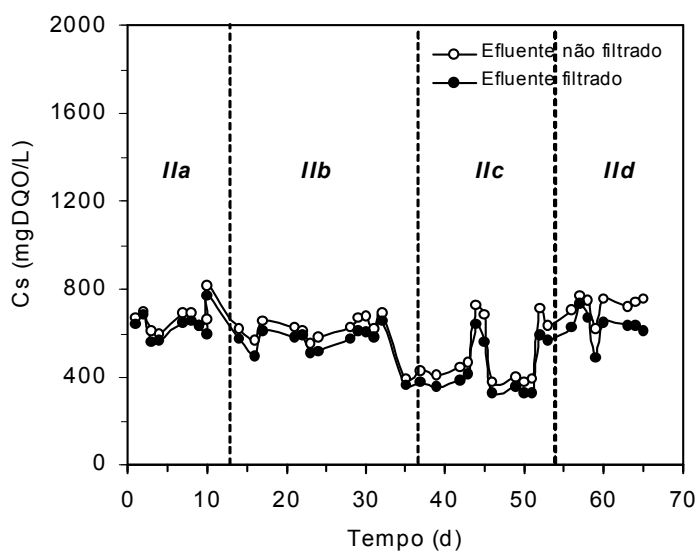
**TABELA 5.6** – Valores médios das variáveis monitoradas na *Condição II*

Variável	Afluente	Efluente
C <sub>ST</sub> (mgDQO/L)	2045 ± 192 <sup>(10)</sup>	717 ± 54 <sup>(10)</sup>
ε <sub>T</sub> (%)	-	65 ± 3 <sup>(10)</sup>
C <sub>SS</sub> (mgDQO/L)	-	620 ± 65 <sup>(10)</sup>
ε <sub>S</sub> (%)	-	70 ± 3 <sup>(10)</sup>
AVT (mgHAc/L)	211 ± 55 <sup>(9)</sup>	166 ± 28 <sup>(10)</sup>
AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	596 ± 15 <sup>(9)</sup>	936 ± 81 <sup>(10)</sup>
AI/AP	0,53 ± 0,07 <sup>(9)</sup>	0,48 ± 0,03 <sup>(10)</sup>
pH	7,7 ± 0,2 <sup>(9)</sup>	7,23 ± 0,07 <sup>(10)</sup>
ST (mg/L)	3618 ± 45 <sup>(2)</sup>	2551 ± 112 <sup>(3)</sup>
SVT (mg/L)	1700 ± 25 <sup>(2)</sup>	943 ± 12 <sup>(3)</sup>
SST (mg/L)	54 ± 11 <sup>(2)</sup>	101 ± 7 <sup>(3)</sup>
SSV (mg/L)	31 ± 7 <sup>(2)</sup>	70 ± 7 <sup>(3)</sup>
Volume (L)	2,00	1,52 ± 0,04 <sup>(10)</sup>

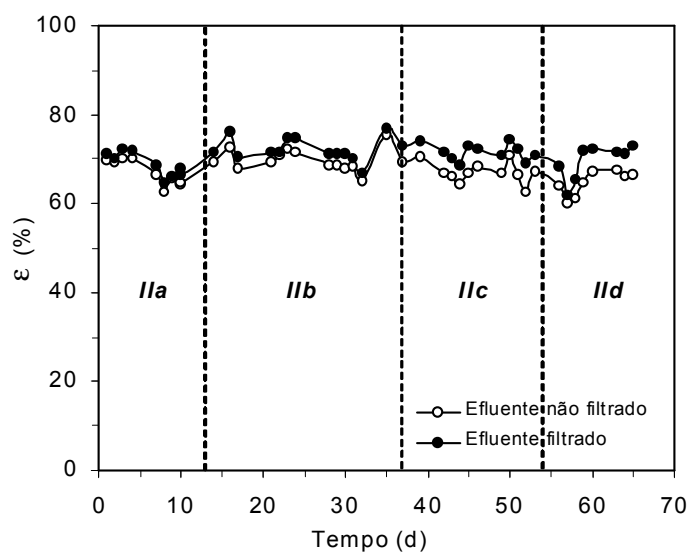
\* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

A Figura 5.10 apresenta a variação da concentração de matéria orgânica (C<sub>S</sub>), para amostras não filtradas e filtradas do efluente ao longo do período de operação do reator na *Condição II*, enquanto a Figura 5.11 mostra a variação da eficiência de remoção de matéria orgânica (ε) para amostras filtradas e não filtradas no mesmo período.





**FIGURA 5.10** – Concentração de matéria orgânica na *Condição II*



**FIGURA 5.11** – Eficiência de remoção de matéria orgânica na *Condição II*

Na *Condição IIa*, o reator foi operado por 12 dias (36 ciclos), apresentando eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de  $69 \pm 3\%$ . Reitera-se o uso de uréia, em substituição ao extrato de carne como fonte de nitrogênio e, ressalta-se o aumento da suplementação de bicarbonato de sódio em 2,5 vezes em relação à concentração da “condição padrão”, descrita no item 4.4.3.1.

Na *Condição IIb*, o sistema operou por 24 dias (72 ciclos), com o dobro de

suplementação de sacarose, uréia, e solução salina, em relação às suplementações da “condição padrão”. O resultado da eficiência média de remoção de matéria orgânica foi praticamente inalterado, com um valor de  $71 \pm 3\%$ . A suplementação de bicarbonato de sódio foi mantida em 2,5 vezes a suplementação da “condição padrão”, vide Tabela 4.4.

Na *Condição IIc*, com o intuito de aumentar a eficiência de remoção de matéria orgânica, as suplementações de sacarose, uréia, solução salina e bicarbonato de sódio foram quadruplicadas em relação às suplementações da “condição padrão”. Nesta etapa, o sistema operou por 17 dias (51 ciclos) e a eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas foi de  $72 \pm 2\%$ .

Na *Condição IId*, a fonte de nitrogênio usada na suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição II* voltou a ser o extrato de carne, vide Tabela 4.2. O reator foi operado por 12 dias (36 ciclos), apresentando uma diminuição da eficiência de remoção de matéria orgânica para  $70 \pm 3\%$ . Esperava-se que a alteração da fonte de nitrogênio aumentasse a eficiência média de remoção, visto que o extrato de carne é uma fonte de nitrogênio nutricionalmente mais completa que a uréia, porém, não foi o que ocorreu. A diminuição da eficiência, no entanto, pode ser justificada pelas variações das características físicas e químicas dos lotes de *Água Residuária “in natura”*, conforme discutido no item 5.1.

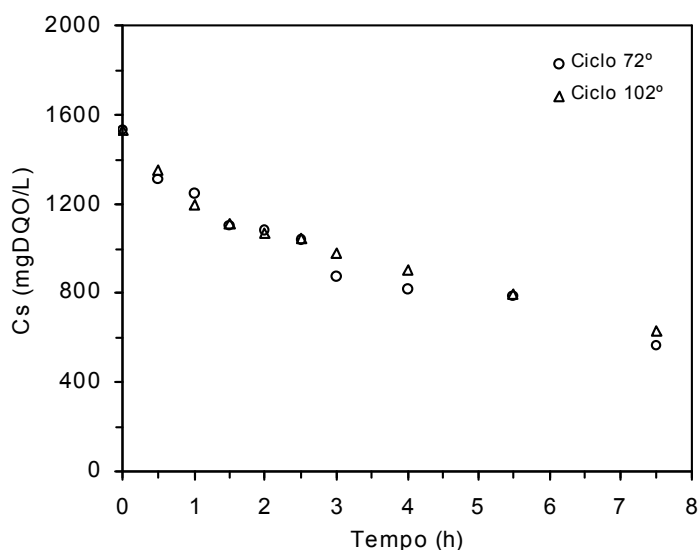
Observa-se nas Tabelas 5.3 a 5.6 que os valores médios de concentração de matéria orgânica, para amostras filtradas e não filtradas do efluente nas *Condições IIa, IIb, IIc e IId*, são próximos, indicando que a retenção de sólidos no sistema foi relativamente eficiente. Além disso, observa-se também que houve geração de alcalinidade no sistema, o que se verifica comparando os valores médios de alcalinidade a bicarbonato do afluente e do efluente. O valor obtido para o efluente é aproximadamente 2,3 vezes maior que o obtido para a afluente, na *Condição IIb*, e praticamente 1,6 vezes maior na *Condição IId*. A concentração média de ácidos voláteis totais diminuiu, apresentando um valor 1,6 vezes menor em relação ao afluente na *Condição IIa*, e 1,4 vezes menor na *Condição IIc*. Obviamente, os valores de alcalinidade e concentração de ácidos voláteis variaram muito durante o período de operação do reator na *Condição II*, por dependerem diretamente das condições em que se encontravam os lotes de *Água Residuária “in natura”*, conforme discutido no item 5.1. Observa-se na Figura 5.10, que a concentração de matéria orgânica do efluente variou muito durante o período analisado, principalmente ao longo da *Condição IIc*. Esta variação foi ocasionada pela variação na concentração de matéria orgânica do afluente.

Depois de atingida a estabilidade operacional do sistema, confirmada através da obtenção de valores aproximadamente constantes para as variáveis monitoradas, avaliou-se o comportamento do reator durante um ciclo de operação, conforme mostrado a seguir.

### 5.3.1. Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na *Condição II*

A Figura 5.12 apresenta o resultado dos perfis de concentração de matéria orgânica ( $C_s$ ) para amostras filtradas, realizados longo dos 72° e 102° ciclos de operação do reator na *Condição II*. A concentração de matéria orgânica no início do ciclo foi de 1532,4 mgDQO/L e a concentração residual foi de 599,8 mgDQO/L, em valores médios. Os resultados deste e dos outros perfis encontram-se no Anexo V.

Observa-se que a concentração média residual de matéria orgânica na *Condição II* foi maior se comparada à da *Condição I*. Tal fato se deve à concentração de matéria orgânica do afluente, que foi de 1000mgDQO/L na *Condição I* e 2000 mgDQO/L na *Condição II*.

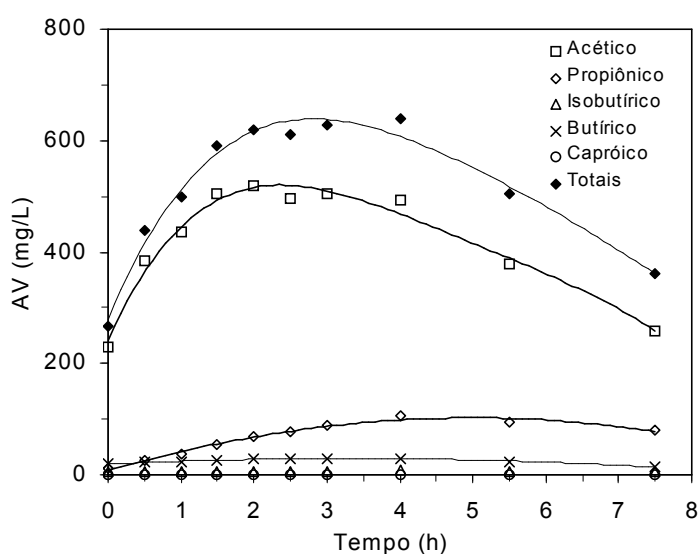


**FIGURA 5.12** – Perfil de concentração de matéria orgânica na *Condição II*

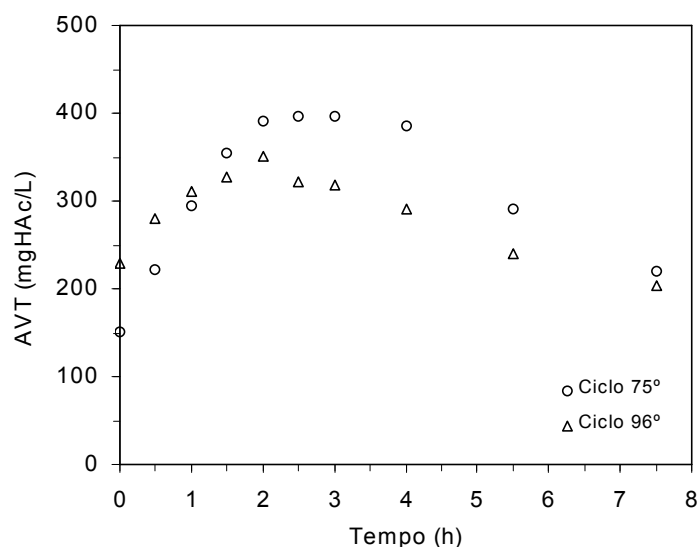
A Figura 5.13 apresenta os perfis de concentração média dos ácidos voláteis intermediários, obtidos pelo método cromatográfico ao longo dos 72° e 102° ciclos. Observa-se que o ácido acético foi o mais abundante em relação aos demais (propiónico, isobutírico, butírico e o capróico). A concentração de ácidos voláteis totais, neste caso, é a soma dos

ácidos intermediários já citados. A Figura 5.14 apresenta os perfis de concentração de ácidos voláteis totais, obtidos pelo método titulométrico ao longo dos 75° e 96° ciclos, para amostras não filtradas.

Comparando os resultados dos perfis apresentados nas Figuras 5.13 e 5.14, observa-se que a concentração média máxima de ácidos voláteis totais, ocorrida a 2,5 horas do início dos ciclos, foi muito diferente, cerca de 628 mg/L pelo método cromatográfico, e 371 mgHAc/L, pelo método titulométrico. Essa diferença de concentração pode ter sido ocasionada na etapa de aquecimento da amostra, quando utilizou-se o método titulométrico, com a liberação de parte dos ácidos junto com o CO<sub>2</sub>. Além disso, a concentração média residual de ácidos voláteis foi de 362 mg/L, pelo método cromatográfico, e 212 mgHAc/L, pelo método titulométrico. Com base nos experimentos realizados por RODRIGUES *et al.* (2003), os autores afirmam que os resultados alcançados nas análises realizadas pelo método titulométrico no caso de baixas cargas orgânicas são mais confiáveis do que os obtidos pelo método cromatográfico.



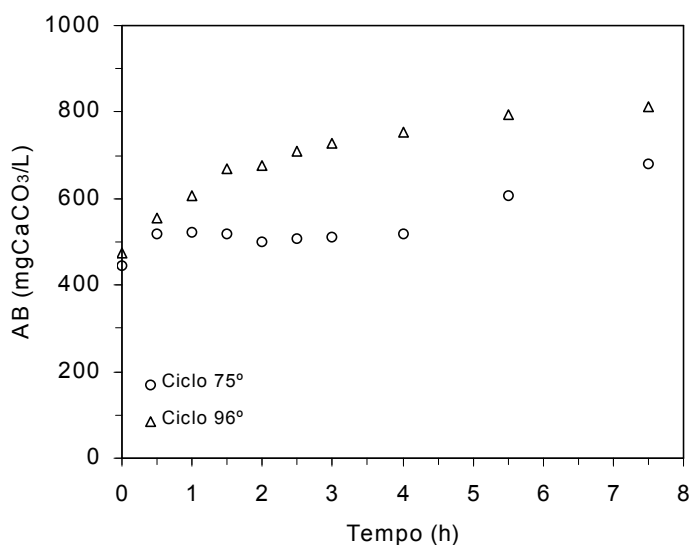
**FIGURA 5.13** – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários na *Condição II*



**FIGURA 5.14** – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais na *Condição II*

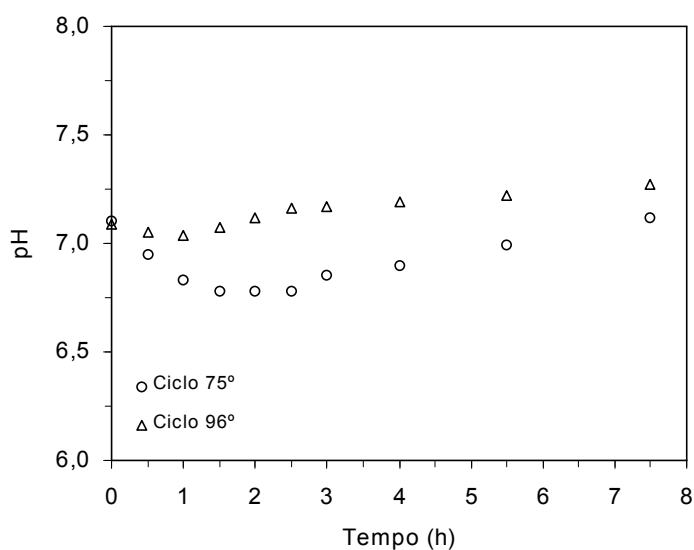
A análise dos perfis de concentração de ácidos voláteis permite observar que houve geração dos mesmos, devido à acidogênese, até aproximadamente 2,5 horas do início do ciclo. No restante do ciclo, isto é, por 5,5 horas estes ácidos foram parcialmente consumidos na metanogênese. As concentrações residuais de matéria orgânica e ácidos voláteis totais, conforme se observa nas Figuras 5.13 e 5.14, mostram que para a concentração de 2000 mgDQO/L do afluente, o tempo de ciclo de 8 horas pareceu insuficiente, devendo ser aumentado.

A Figura 5.15 apresenta o resultado dos perfis de alcalinidade a bicarbonato, realizado em duplicata, ao longo dos 75° e 96° ciclos. Observa-se que o sistema gerou alcalinidade, passando de 459 mgCaCO<sub>3</sub>/L para 746 mgCaCO<sub>3</sub>/L, em valores médios.

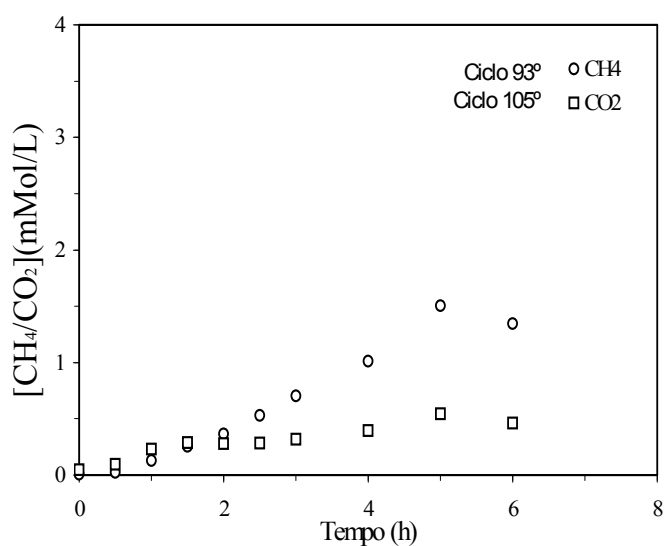


**FIGURA 5.15** – Perfil de alcalinidade a bicarbonato na *Condição II*

A Figura 5.16 mostra os valores de pH do sistema, obtidos em duplicata, ao longo do 75° e 96° ciclos de operação do reator na *Condição II*. Confrontando os resultados dos perfis de pH e a concentração de ácidos voláteis, nota-se, que existe uma relação mútua entre essas variáveis, visto que o menor valor de pH e o maior valor de concentração de ácidos voláteis ocorreram praticamente ao mesmo tempo. Depois de atingir seu menor valor, entre 1,5 e 2,5 horas do início do ciclo, o pH aumentou continuamente até o final do ciclo de 8 horas.

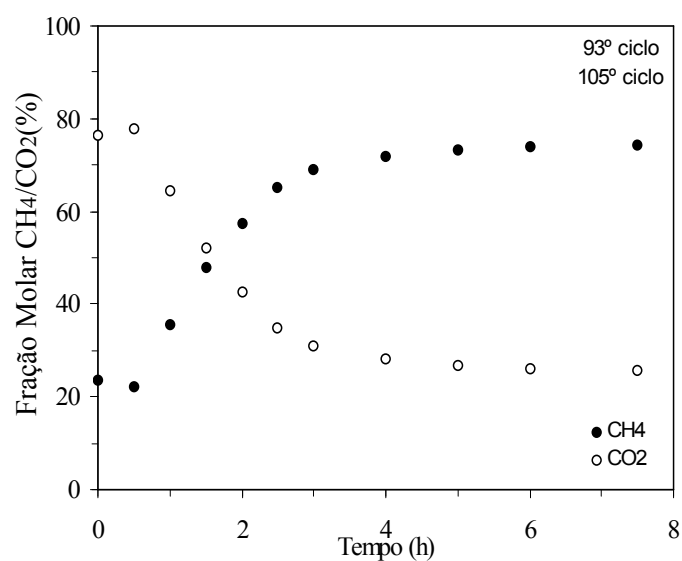


**FIGURA 5.16** – Perfil de pH na *Condição II*



**FIGURA 5.17** – Perfil de concentração de metano e gás carbônico na *Condição II*

As Figuras 5.17 e 5.18 apresentam os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico, realizados em duplicata, ao longo do 93° e 105° ciclos de operação. A diminuição dos valores de concentração, após 5 horas de operação a partir do início do ciclo, foi devido a um erro na aplicação do método cromatográfico. A produção de biogás é cumulativa e, portanto, desde que o reator esteja devidamente vedado, não se justifica uma queda de concentração de metano e gás carbônico durante a elaboração do perfil. Essa queda foi motivada por um problema de vazamento na seringa de injeção de amostras, não havendo possibilidade de troca da mesma, no período considerado. Apesar disso, nota-se que a produção de metano foi maior que a produção de gás carbônico, de modo que, ao final do ciclo, a composição do biogás gerado foi de 74% de metano e 26% de gás carbônico, em média. A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.



**FIGURA 5.18** – Perfil de fração molar de metano e gás carbônico na *Condição II*

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória, ocorrendo geração de alcalinidade, consumo de ácidos voláteis, produção de metano e gás carbônico e razoável eficiência de remoção de matéria orgânica.



#### 5.4. Operação do ASBBR na *Condição III*

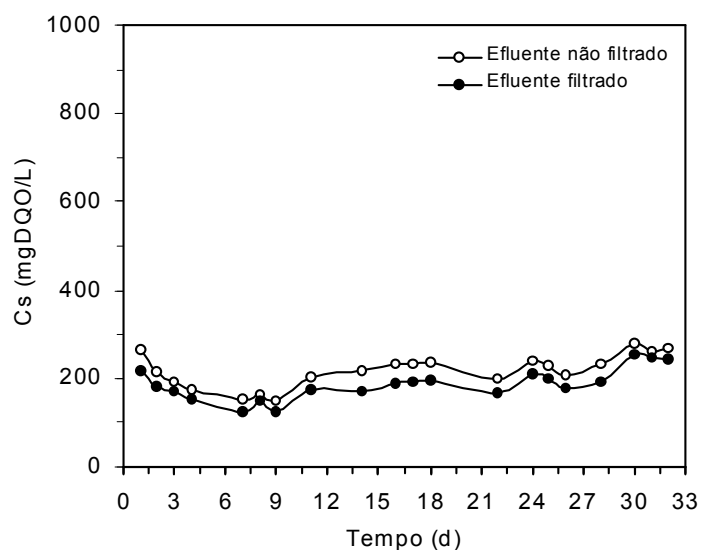
Na *Condição III*, o reator foi operado por 32 dias (96 ciclos), tratando *Água Residuária para Operação do Reator na Condição III* isenta de sacarose, extrato de carne, uréia e solução salina e suplementada apenas com bicarbonato de sódio, vide Tabela 4.5.

A composição do afluente e os parâmetros de operação são apresentados nas Tabelas 4.5 e 4.8, respectivamente. Além disso, os resultados do monitoramento das variáveis de interesse do afluente e do efluente são apresentados na Tabela 5.7 e nas Figuras 5.19 e 5.20. A relação completa dos resultados do monitoramento do afluente e do efluente encontra-se nos Anexos III e IV.

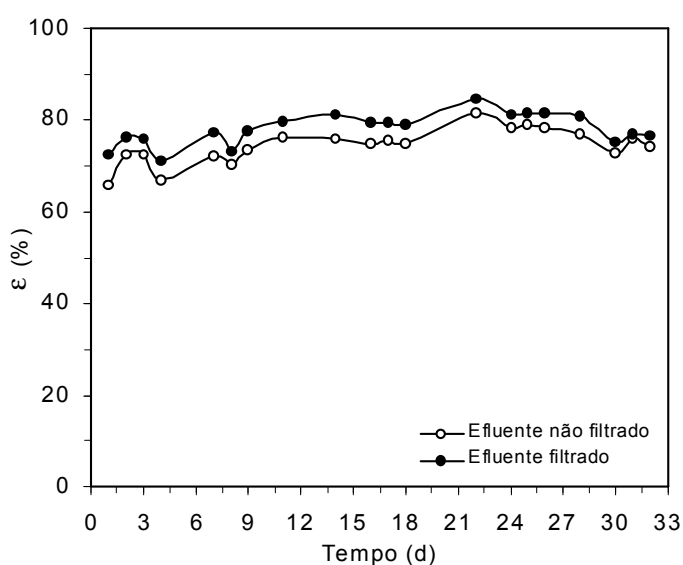
**TABELA 5.7** – Valores médios das variáveis monitoradas na *Condição III*

Variável	Afluente	Efluente
C <sub>ST</sub> (mgDQO/L)	869 ± 199 <sup>(20)</sup>	217 ± 38 <sup>(20)</sup>
ε <sub>T</sub> (%)	-	74 ± 4 <sup>(20)</sup>
C <sub>SS</sub> (mgDQO/L)	-	186 ± 36 <sup>(20)</sup>
ε <sub>S</sub> (%)	-	78 ± 3 <sup>(20)</sup>
AVT (mgHAc/L)	136 ± 40 <sup>(19)</sup>	23 ± 4 <sup>(17)</sup>
AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	563 ± 35 <sup>(19)</sup>	669 ± 59 <sup>(17)</sup>
AI/AP	0,48 ± 0,05 <sup>(19)</sup>	0,35 ± 0,04 <sup>(17)</sup>
pH	7,8 ± 0,1 <sup>(19)</sup>	7,37 ± 0,06 <sup>(17)</sup>
ST (mg/L)	1968 ± 258 <sup>(4)</sup>	1745 ± 151 <sup>(7)</sup>
SVT (mg/L)	789 ± 153 <sup>(4)</sup>	657 ± 51 <sup>(7)</sup>
SST (mg/L)	25 ± 3 <sup>(4)</sup>	71 ± 13 <sup>(7)</sup>
SSV (mg/L)	16 ± 2 <sup>(4)</sup>	61 ± 6 <sup>(7)</sup>
Volume (L)	2,0	2,00 ± 0,06 <sup>(26)</sup>

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



**FIGURA 5.19** – Concentração de matéria orgânica na *Condição III*



**FIGURA 5.20** – Eficiência de remoção de matéria orgânica na *Condição III*

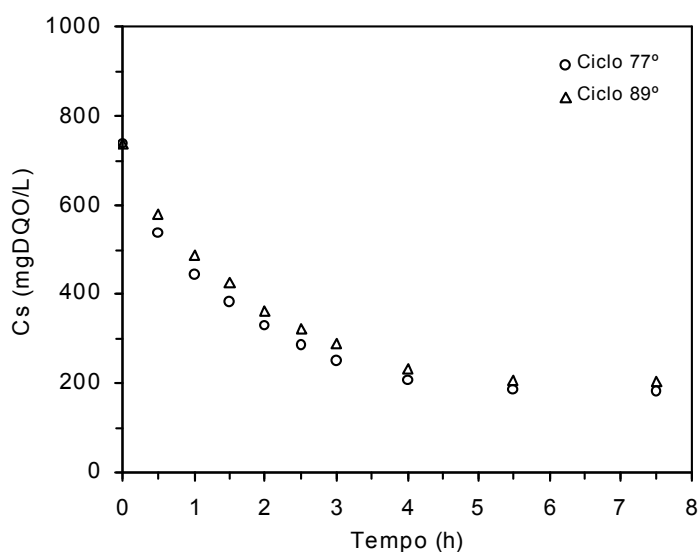
Observa-se pelos resultados que o ASBBR com agitação mecânica, foi eficiente no tratamento da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição III*, sem suplementação de extrato de carne ou uréia, sacarose, solução de sais e suplementada apenas com bicarbonato de sódio, apresentando eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de  $78 \pm 3\%$ . Além disso, os valores médios de concentração de matéria orgânica, para amostras filtradas e não filtradas do efluente são próximos, indicando que houve retenção de sólidos no sistema.

A Tabela 5.7 revela ainda que houve geração de alcalinidade no sistema, o que se verifica comparando os valores médios de alcalinidade a bicarbonato do afluente e do efluente. Nota-se, que o valor obtido para o efluente é aproximadamente 1,2 vezes maior que o valor obtido pelo afluente. Em contrapartida, a concentração média de ácidos voláteis totais diminuiu, apresentando um valor 5,9 vezes menor em relação ao afluente. Obviamente, os valores de alcalinidade e concentração de ácidos voláteis variaram muito durante o período de operação do reator, por dependerem diretamente das condições em que se encontravam os lotes de *Água Residuária “in natura”*, conforme discutido no item 5.1.

Depois de atingida a estabilidade operacional do sistema, confirmada através da obtenção de valores aproximadamente constantes para as variáveis monitoradas, avaliou-se o comportamento do reator durante um ciclo de operação, conforme mostrado a seguir.

#### 5.4.1. Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na *Condição III*

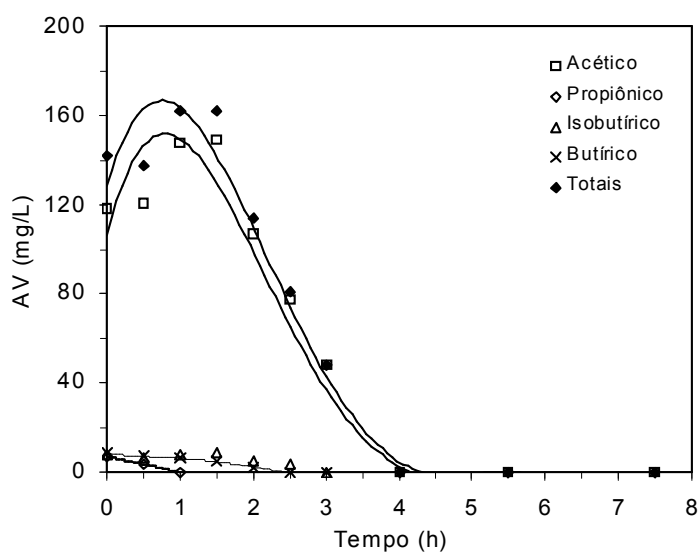
A Figura 5.21 apresenta o resultado do perfil de concentração de matéria orgânica ( $C_s$ ) para amostras filtradas, realizado em duplicata, ao longo do 77º e 89º ciclos de operação do reator na *Condição III*. A concentração de matéria orgânica no início do ciclo foi de 738,3 mgDQO/L e a concentração residual foi de 194,4 mgDQO/L, em valores médios. Os resultados deste e de outros perfis encontram-se no Anexo V.



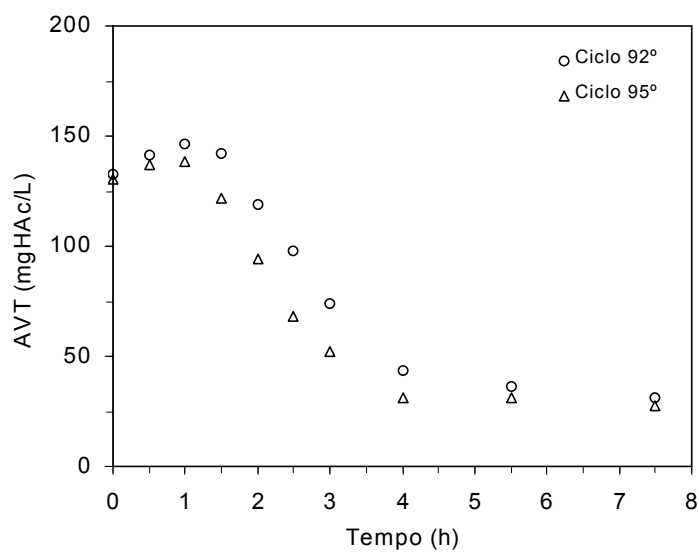
**FIGURA 5.21** – Perfil de concentração de matéria orgânica na *Condição III*

A Figura 5.22 apresenta o perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários, obtidos pelo método cromatográfico, ao longo do 77º ciclo. Observa-se, que o ácido acético foi o mais abundante em relação aos demais (propiónico, isobutírico e butírico). A concentração de ácidos voláteis totais, neste caso, é a soma dos ácidos intermediários já citados. A Figura 5.23 apresenta os perfis de concentração de ácidos voláteis totais, obtidos pelo método titulométrico, ao longo do 92º e 95º ciclos, para amostras não filtradas.

Comparando os resultados dos perfis apresentados nas Figuras 5.22 e 5.23, observa-se que os valores médios de concentração máxima de ácidos voláteis totais foram relativamente próximos, ou seja, cerca de 162 mg/L, pelo método cromatográfico e 142 mgHAc/L, pelo método titulométrico. Além disso, a concentração média residual de ácidos voláteis obtida pelo método titulométrico foi de 29,4 mgHAc/L. A diferença entre os valores de concentração residual obtidos pelos dois métodos utilizados pode ser justificada pela não detecção de algum ácido volátil pelo método cromatográfico, ou pela titulação de alguma outra substância como um sal de caráter ácido, por exemplo, no método titulométrico.

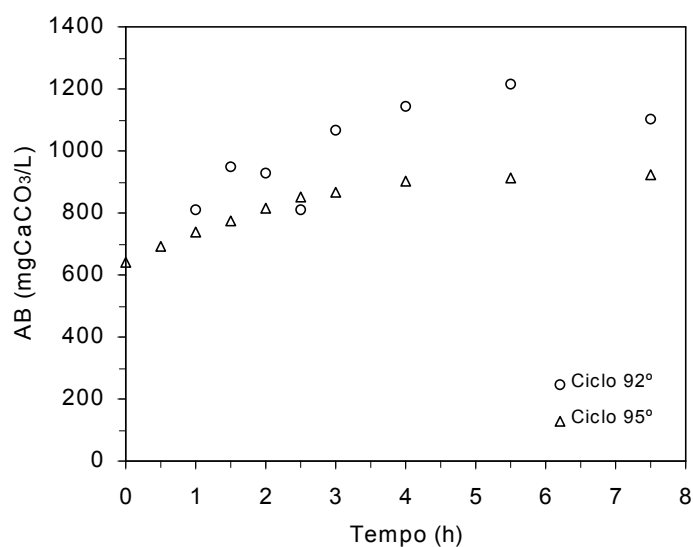


**FIGURA 5.22** – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários na *Condição III*



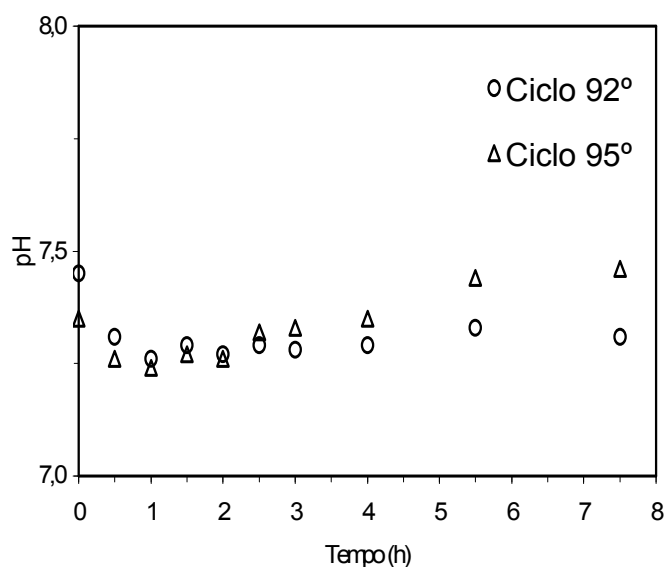
**FIGURA 5.23** – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais na *Condição III*

A Figura 5.24 apresenta o resultado do perfil de alcalinidade a bicarbonato, realizado em duplicata, ao longo dos 92° e 95° ciclos de operação. Observa-se, que o sistema gerou alcalinidade, passando de 864 mgCaCO<sub>3</sub>/L para 1011 mgCaCO<sub>3</sub>/L, em valores médios.



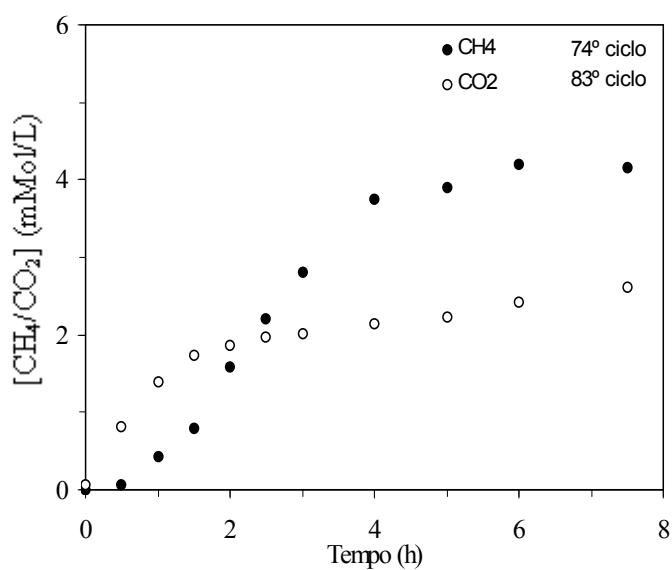
**FIGURA 5.24** – Perfil de alcalinidade a bicarbonato na *Condição III*

A Figura 5.25 mostra os valores de pH do sistema, obtidos em duplicata, ao longo dos 92° e 95° ciclos de operação do reator.

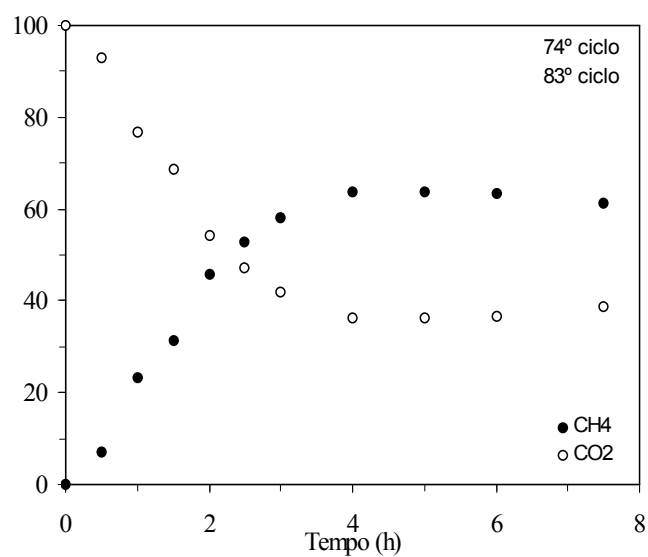


**FIGURA 5.25** – Perfil de pH na *Condição III*

As Figuras 5.26 e 5.27 apresentam os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico, realizados em duplicata, ao longo do 74° e 83° ciclos de operação. Observa-se que, ao final do ciclo, a composição do biogás gerado foi de 61% de metano e 39% de gás carbônico, em média. A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.



**FIGURA 5.26** – Perfil de concentração de metano e gás carbônico na *Condição III*



**FIGURA 5.27** – Perfil de fração molar de metano e gás carbônico na *Condição III*

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória, ocorrendo geração de alcalinidade, consumo de ácidos voláteis, produção de metano e gás carbônico e boa eficiência de remoção de matéria orgânica.

### 5.5. Operação do ASBBR na *Condição IV*

Na *Condição IV*, o reator foi operado por 35 dias (105 ciclos), tratando *Água Residuária para Operação do Reator na Condição IV*, isenta de sacarose, extrato de carneou uréia e solução salina, e suplementada apenas com bicarbonato de sódio, vide Tabela 4.6. A diferença em termos de operação em relação à *Condição III* refere-se à estratégia de alimentação do substrato, na qual metade do volume foi alimentada em batelada, durante 10 minutos a partir do início do ciclo, e a outra metade foi alimentada em batelada alimentada, ou seja, durante 4 horas do ciclo.

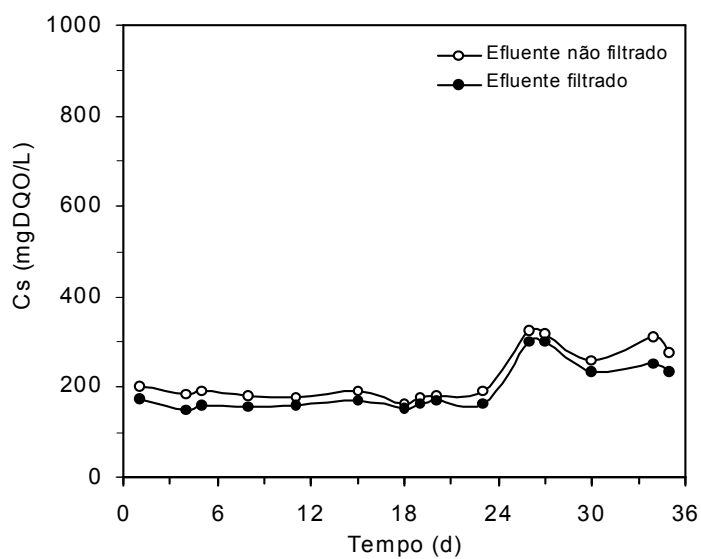
A composição do afluente e os parâmetros de operação são apresentados nas Tabelas 4.6 e 4.8, respectivamente. Além disso, os resultados do monitoramento das variáveis de interesse do afluente e do efluente são apresentados na Tabela 5.8 e nas Figuras 5.28 e 5.29. A relação completa dos resultados de monitoramento do afluente e do efluente encontra-se nos Anexos III e IV.

**TABELA 5.8** – Valores médios das variáveis monitoradas na *Condição IV*

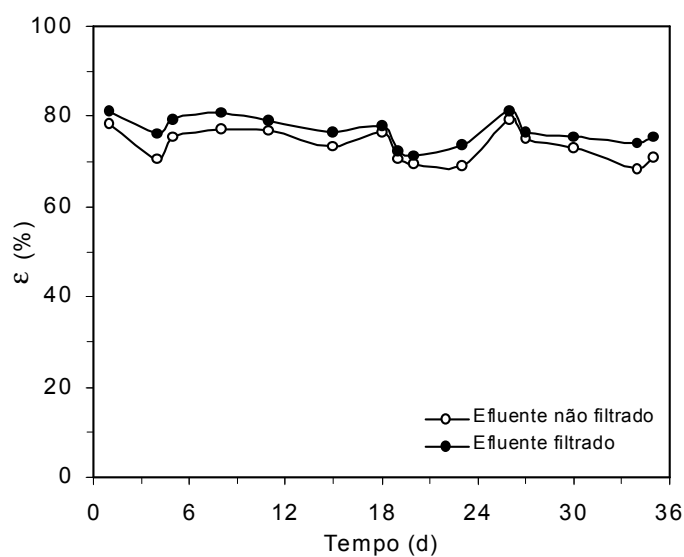
Variável	Afluente	Efluente
C <sub>ST</sub> (mgDQO/L)	858 ± 278 <sup>(15)</sup>	221 ± 59 <sup>(15)</sup>
ε <sub>T</sub> (%)	-	74 ± 4 <sup>(15)</sup>
C <sub>SS</sub> (mgDQO/L)	-	196 ± 53 <sup>(15)</sup>
ε <sub>S</sub> (%)	-	77 ± 3 <sup>(15)</sup>
AVT (mgHAc/L)	116 ± 33 <sup>(12)</sup>	20 ± 4 <sup>(13)</sup>
AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	566 ± 42 <sup>(12)</sup>	708 ± 106 <sup>(13)</sup>
AI/AP	0,41 ± 0,09 <sup>(12)</sup>	0,29 ± 0,05 <sup>(13)</sup>
pH	7,8 ± 0,1 <sup>(12)</sup>	7,42 ± 0,08 <sup>(13)</sup>
ST (mg/L)	1809 ± 107 <sup>(3)</sup>	1609 ± 187 <sup>(3)</sup>
SVT (mg/L)	722 ± 33 <sup>(3)</sup>	641 ± 36 <sup>(3)</sup>
SST (mg/L)	76 ± 12 <sup>(3)</sup>	63 ± 6 <sup>(3)</sup>
SSV (mg/L)	37 ± 8 <sup>(3)</sup>	53 ± 14 <sup>(3)</sup>
Volume (L)	2,0	2,18 ± 0,05 <sup>(14)</sup>

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





**FIGURA 5.28** – Concentração de matéria orgânica na *Condição IV*



**FIGURA 5.29** – Eficiência de remoção de matéria orgânica na *Condição IV*

Observa-se pela Tabela 5.8 e pela Figura 5.29 que foi obtida uma eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de  $77 \pm 3\%$ . Além disso, os valores médios de concentração de matéria orgânica para amostras filtradas e não filtradas do efluente são próximos, indicando que houve a retenção de sólidos no sistema foi relativamente eficiente.

A Tabela 5.8 revela, ainda, que houve geração de alcalinidade no sistema, o que se verifica comparando os valores médios de alcalinidade a bicarbonato do afluente e do efluente. Nota-se que o valor obtido para o efluente é aproximadamente 1,3 vezes maior que o valor obtido para o afluente. Em contrapartida, a concentração média de ácidos voláteis totais diminuiu, apresentando um valor 5,8 vezes menor em relação ao afluente. Obviamente, os valores de alcalinidade e concentração de ácidos voláteis variaram muito durante o período de operação do reator, por dependerem diretamente das condições em que se encontravam os lotes de *Água Residuária “in natura”*, conforme discutido no item 5.1.

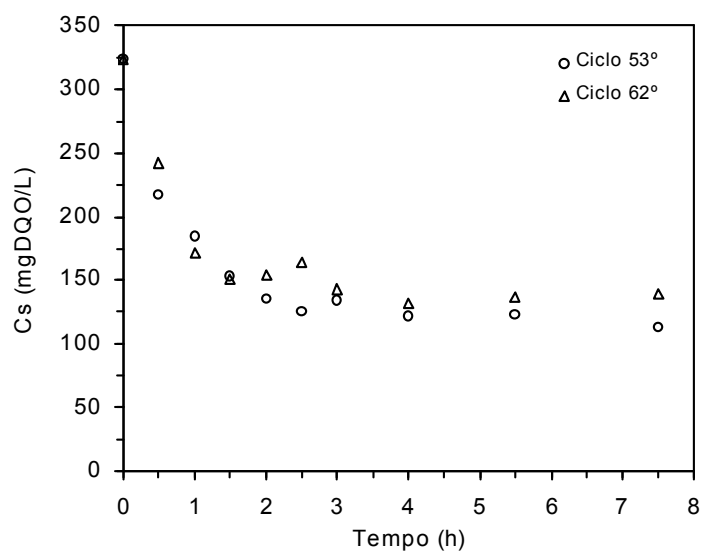
Comparando os resultados desta condição com a *Condição III*, observa-se que os resultados foram bastante semelhantes. Desta forma, foi possível operar o ASBBR, tratando *Água Residuária para Operação do Reator* em batelada ou em batelada seguida de batelada alimentada, o que demonstra a flexibilidade do sistema em termos de operação.

Depois de atingida a estabilidade operacional do sistema, confirmada através da obtenção de valores aproximadamente constantes para as variáveis monitoradas, avaliou-se o comportamento do reator durante um ciclo de operação, conforme mostrado a seguir.

#### **5.5.1. Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na *Condição IV***

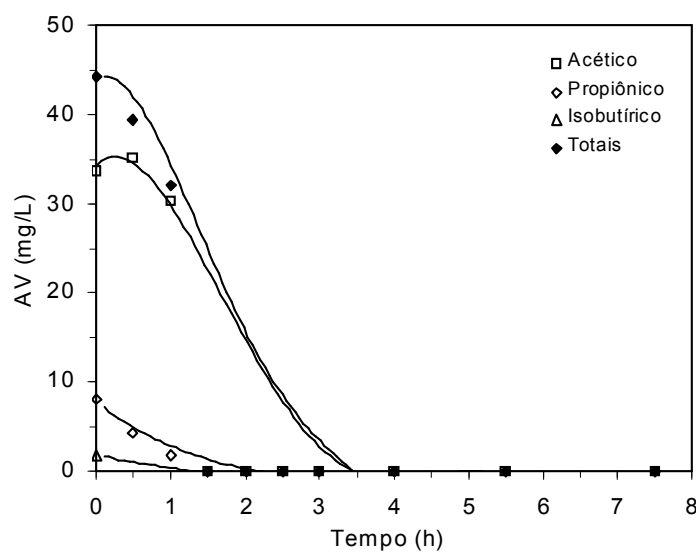
A Figura 5.30 apresenta o resultado do perfil de concentração de matéria orgânica ( $C_s$ ) para amostras filtradas, realizado em duplicata, ao longo dos 53º e 62º ciclos de operação do reator na *Condição IV*. A concentração de matéria orgânica no início do ciclo foi de 323,9 mgDQO/L e a concentração residual foi de 126,3 mgDQO/L, em valores médios. Nota-se, que ao término do período de operação em batelada alimentada, isto é, depois de 4 horas do início do ciclo, a concentração de matéria orgânica no reator permaneceu aproximadamente constante. Os resultados deste e dos outros perfis encontram-se no Anexo V.

A Figura 5.31 apresenta o perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários, obtidos pelo método cromatográfico, ao longo do 53º ciclo. Observa-se que o ácido acético foi o mais abundante em relação aos demais (propiónico, butírico). A concentração de ácidos voláteis totais, neste caso, é a soma dos ácidos intermediários já citados. A Figura 5.32 apresenta os perfis de concentração de ácidos voláteis totais, obtidos pelo método titulométrico, ao longo dos 77º e 80º ciclos, para amostras não filtradas.

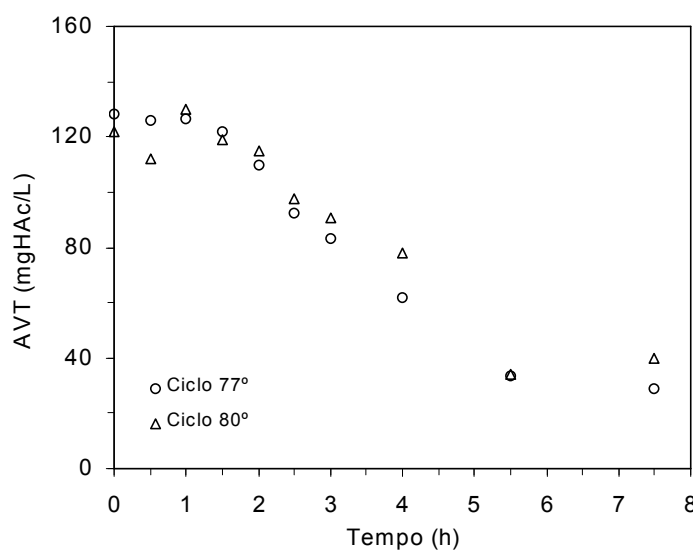


**FIGURA 5.30** – Perfil de concentração de matéria orgânica na *Condição IV*

Comparando os resultados dos perfis apresentados nas Figuras 5.31 e 5.32, observa-se que os valores médios de concentração máxima de ácidos voláteis totais foram diferentes, cerca de 44 mg/L, pelo método cromatográfico, e 128 mgHAc/L, pelo método titulométrico. Além disso, a concentração média residual de ácidos voláteis obtida pelo método titulométrico foi de 34,2 mgHAc/L. A diferença entre os valores de concentração residual, obtidos pelos dois métodos utilizados, pode ser justificada pela não detecção de algum ácido volátil no método cromatográfico, ou pela titulação de alguma outra substância, como um sal de caráter ácido, por exemplo, no método titulométrico.

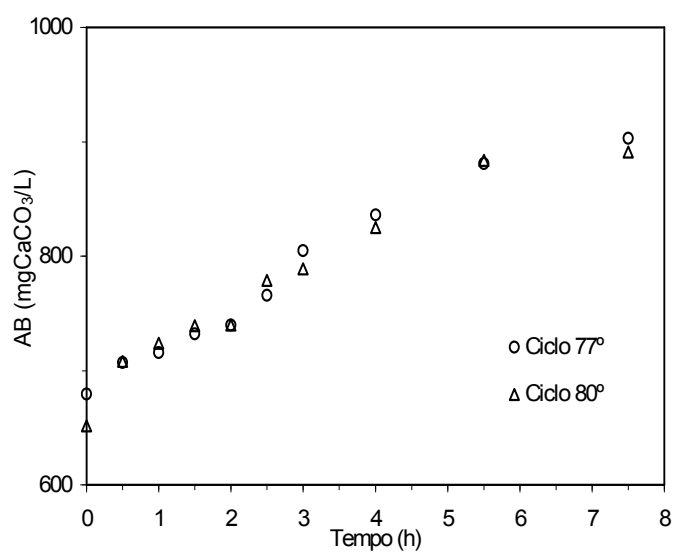


**FIGURA 5.31** – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários na *Condição IV*



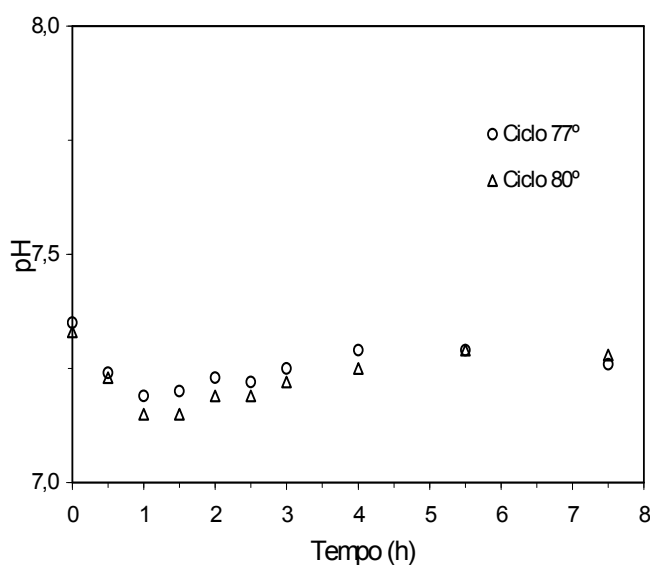
**FIGURA 5.32** – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais na *Condição IV*

A Figura 5.33 apresenta o resultado do perfil de alcalinidade a bicarbonato, realizado em duplicata, ao longo dos 99° e 120° ciclos de operação. Observa-se que o sistema gerou alcalinidade, passando de 666 mgCaCO<sub>3</sub>/L para 897 mgCaCO<sub>3</sub>/L, em valores médios. O aumento da alcalinidade a bicarbonato foi menor nas primeiras horas do ciclo, aumentando de intensidade nas horas restantes.



**FIGURA 5.33** – Perfil de alcalinidade a bicarbonato na *Condição IV*

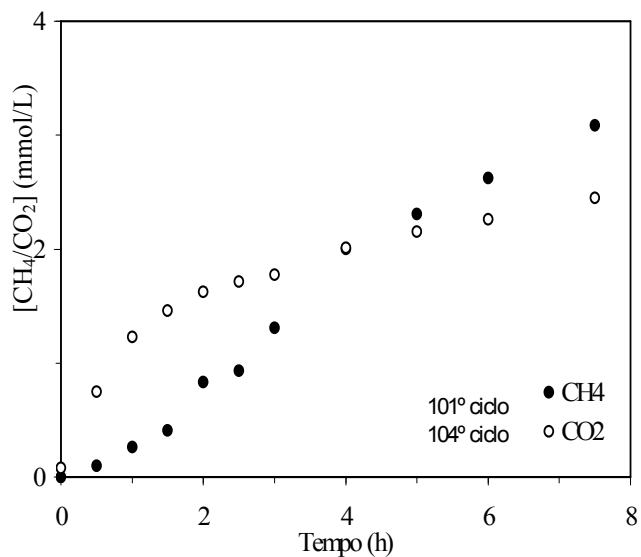
A Figura 5.34 mostra os valores de pH do sistema, obtidos em duplicata, ao longo do 77° e 80° ciclos de operação. Após atingir seu menor valor, entre 60 e 90 minutos a partir do início do ciclo, o pH aumentou continuamente até o final do ciclo de 8 horas.



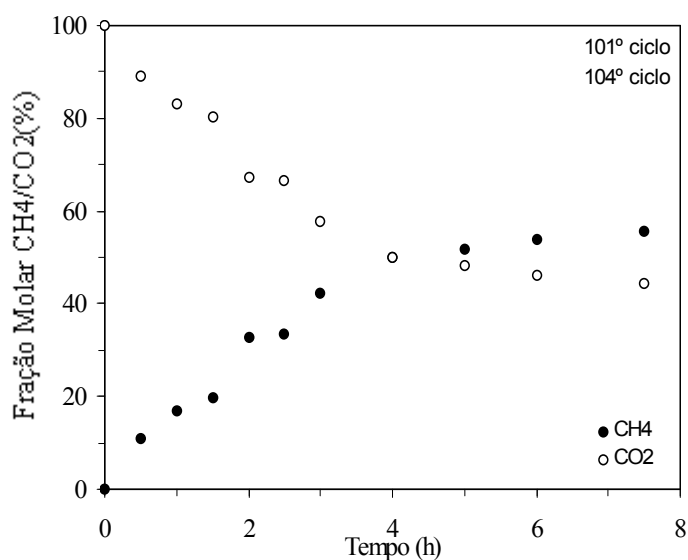
**FIGURA 5.34** – Perfil de pH na *Condição IV*

As Figuras 5.35 e 5.36 apresentam os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico, realizados em duplicata, ao longo dos 101° e 104° ciclos de operação. Observa-se que, ao final do ciclo, a composição do biogás gerado foi de 56% de

metano e 44% de gás carbônico, em média. A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.



**FIGURA 5.35** – Perfil de concentração de metano e gás carbônico na *Condição IV*



**FIGURA 5.36** – Perfil de fração molar de metano e gás carbônico na *Condição IV*

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória, ocorrendo geração de alcalinidade, consumo de ácidos voláteis, produção de metano e gás carbônico e boa eficiência de remoção de matéria orgânica.

## 5.6. Operação do ASBBR na *Condição V*

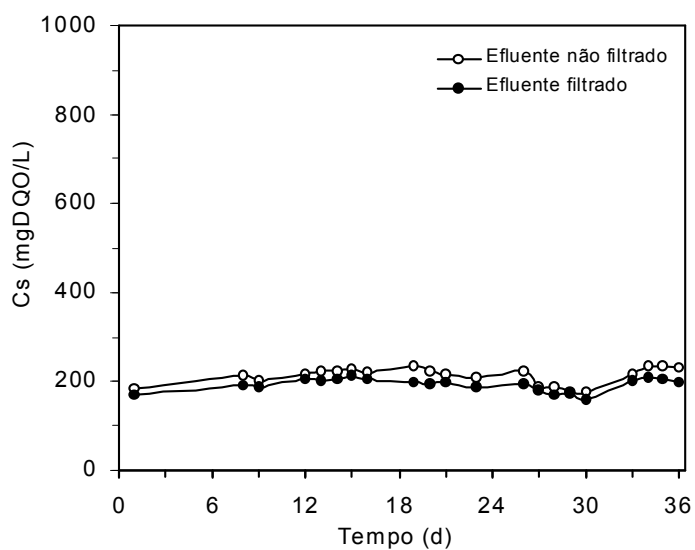
Na *Condição V*, o reator foi operado por 36 dias (108 ciclos), tratando *Água Residuária para Operação do Reator na Condição V*, isenta de sacarose, extrato de carne ou uréia e solução salina e, suplementada apenas com bicarbonato de sódio, vide Tabela 4.7. A diferença em termos de operação em relação à *Condição IV* refere-se à estratégia de descarregamento do sistema. Na *Condição IV*, todo o efluente tratado foi descarregado ao final do ciclo, enquanto que na *Condição V*, metade do efluente tratado foi descarregado, permanecendo a outra metade no interior do reator. No início de um novo ciclo, 1 L de afluente foi alimentado em batelada alimentada, durante as 4 primeiras horas do ciclo.

A composição do afluente e os parâmetros de operação são apresentados nas Tabelas 4.7 e 4.8, respectivamente. Além disso, os resultados do monitoramento das variáveis de interesse do afluente e do efluente são apresentados na Tabela 5.9 e nas Figuras 5.37 e 5.38. A relação completa dos resultados de monitoramento do afluente e do efluente encontra-se nos Anexos III e IV.

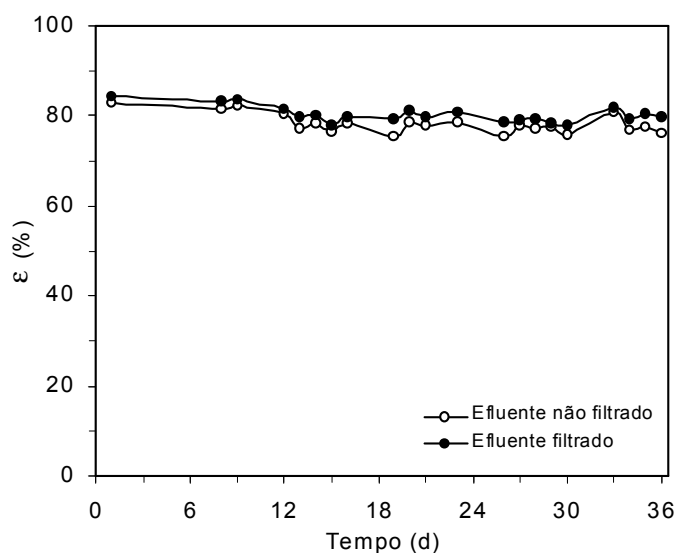
**TABELA 5.9** – Valores médios das variáveis monitoradas na *Condição V*

Variável	Afluente	Efluente
C <sub>ST</sub> (mgDQO/L)	987 ± 115 <sup>(21)</sup>	212 ± 19 <sup>(21)</sup>
ε <sub>T</sub> (%)	-	78 ± 2 <sup>(21)</sup>
C <sub>SS</sub> (mgDQO/L)	-	193 ± 15 <sup>(21)</sup>
ε <sub>S</sub> (%)	-	80 ± 2 <sup>(21)</sup>
AVT (mgHAc/L)	187 ± 14 <sup>(19)</sup>	21 ± 4 <sup>(16)</sup>
AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	579 ± 54 <sup>(19)</sup>	642 ± 72 <sup>(16)</sup>
AI/AP	0,7 ± 0,3 <sup>(19)</sup>	0,4 ± 0,2 <sup>(16)</sup>
pH	7,6 ± 0,3 <sup>(19)</sup>	7,6 ± 0,2 <sup>(16)</sup>
ST (mg/L)	2393 ± 129 <sup>(3)</sup>	1713 ± 111 <sup>(5)</sup>
SVT (mg/L)	924 ± 25 <sup>(3)</sup>	600 ± 42 <sup>(5)</sup>
SST (mg/L)	23 ± 4 <sup>(3)</sup>	46 ± 9 <sup>(5)</sup>
SSV (mg/L)	20 ± 2 <sup>(3)</sup>	44 ± 15 <sup>(5)</sup>
Volume (L)	1,0	0,9 ± 0,1 <sup>(21)</sup>

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



**FIGURA 5.37** – Concentração de matéria orgânica na *Condição V*



**FIGURA 5.38** – Eficiência de remoção de matéria orgânica na *Condição V*

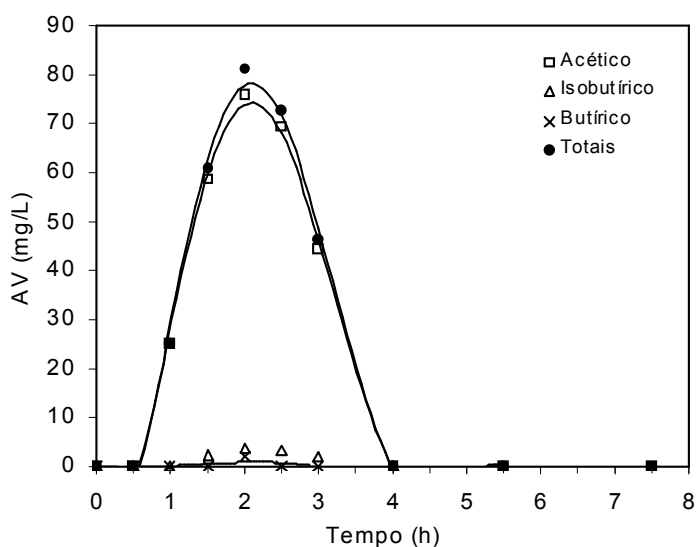
Observa-se pela Tabela 5.9 e pela Figura 5.38 que foi obtida uma eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de  $80 \pm 2\%$ . Além disso, os valores médios de concentração de matéria orgânica para amostras filtradas e não filtradas do efluente são próximos, indicando que houve a retenção de sólidos no sistema.



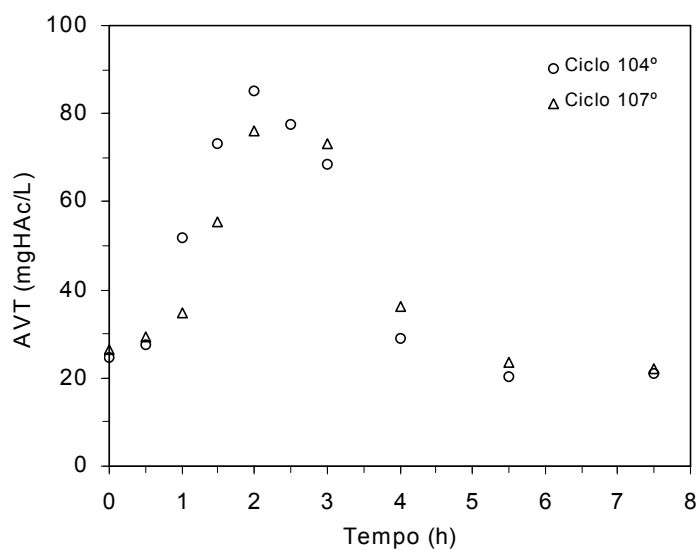
### 5.6.1. Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na *Condição V*

A Figura 5.39 apresenta o perfil de concentração dos ácidos voláteis intermediários, obtido pelo método cromatográfico, ao longo do 98º ciclo. Observa-se, que o ácido acético foi o mais abundante em relação aos demais (isobutírico e butírico). A concentração de ácidos voláteis totais, neste caso, é a soma dos ácidos intermediários já citados. A Figura 5.40 apresenta os perfis de concentração de ácidos voláteis totais, obtidos pelo método titulométrico, ao longo do 104º e 107º ciclos, para amostras não filtradas.

Comparando os resultados dos perfis apresentados nas Figuras 5.39 e 5.40, observa-se, que os valores médios de concentração máxima de ácidos voláteis totais foram relativamente próximos, cerca de 81,2 mg/L, pelo método cromatográfico, e 80,6 mgHAc/L, pelo método titulométrico. Além disso, a concentração média residual de ácidos voláteis obtida pelo método titulométrico foi de 21,6 mgHAc/L. A diferença entre os valores de concentração residual, obtidos pelos dois métodos utilizados, pode ser justificada pela não detecção de algum ácido volátil no método cromatográfico, ou pela titulação de alguma outra substância, como um sal de caráter ácido, por exemplo, no método titulométrico.

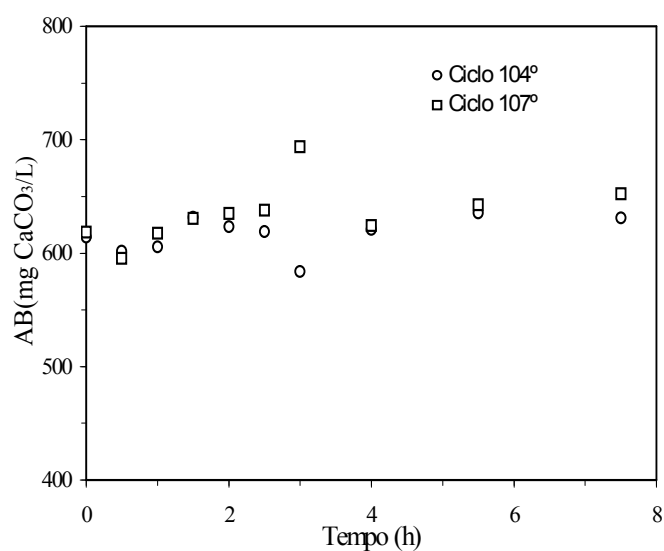


**FIGURA 5.39** – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários na *Condição V*



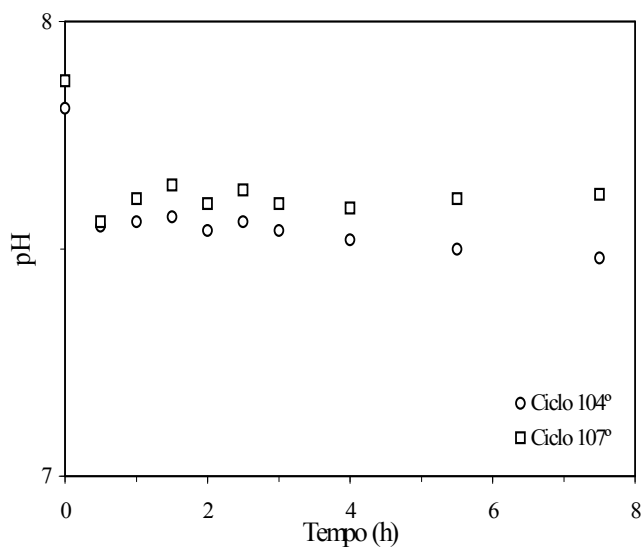
**FIGURA 5.40** – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais na *Condição V*

A Figura 5.41 apresenta o resultado do perfil de alcalinidade a bicarbonato, realizado em duplicata, ao longo dos 104° e 107° ciclos de operação. Observa-se que o sistema gerou alcalinidade, passando de 616 mgCaCO<sub>3</sub>/L para 642 mgCaCO<sub>3</sub>/L, em valores médios.



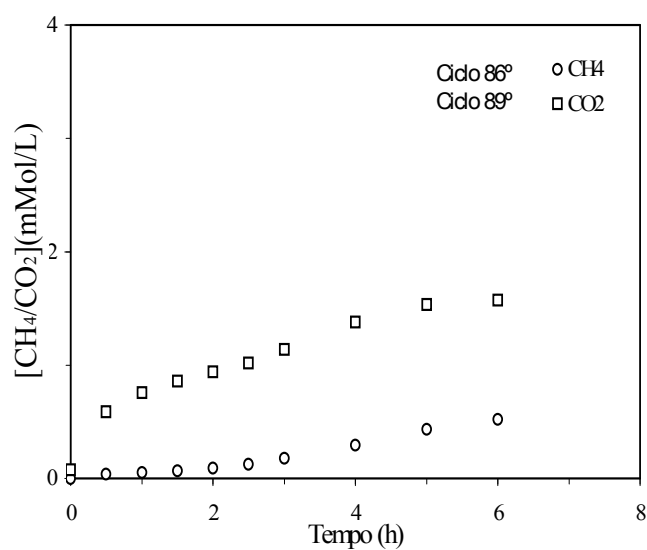
**FIGURA 5.41** – Perfil de alcalinidade a bicarbonato na *Condição V*

A Figura 5.42 mostra os valores de pH do sistema, obtidos em duplicata, ao longo dos 104º e 107º ciclos de operação do reator na *Condição V*.

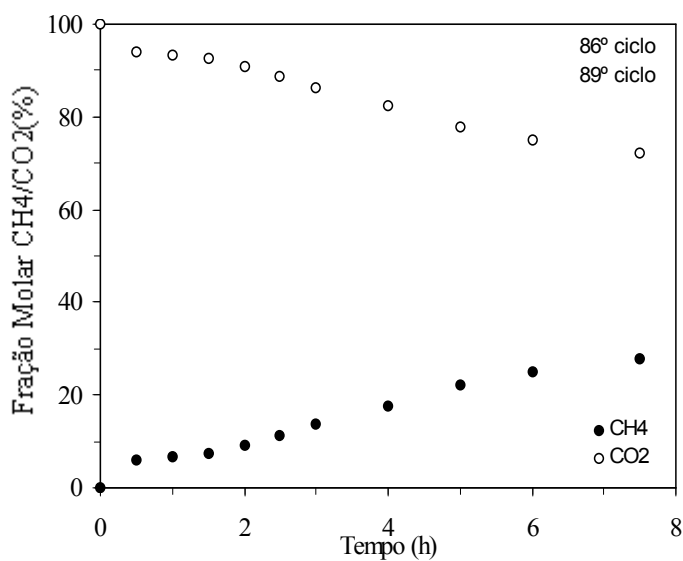


**FIGURA 5.42** – Perfil de pH na *Condição V*

As Figuras 5.43 e 5.44 apresentam os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e gás carbônico, realizados em duplicata, ao longo dos 86º e 89º ciclos de operação. Observa-se que ao final do ciclo, a composição do biogás gerado foi de 28% de metano e 72% de gás carbônico, em média. Devemos notar neste caso que a maior produção de gás carbônico, o que contraria a normalidade de maior produção de metano, deveu-se provavelmente à falta de vedação eficiente do reator. A produção de metano ainda que em menor proporção pelo sistema, indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.



**FIGURA 5.43** – Perfil de concentração de metano e gás carbônico na *Condição V*



**FIGURA 5.44** – Perfil de fração molar de metano e gás carbônico na *Condição V*

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória, ocorrendo geração de alcalinidade, consumo de ácidos voláteis, produção de metano e gás carbônico e boa eficiência de remoção de matéria orgânica.

### 5.7. Visão holística sobre as condições estudadas

O reator anaeróbio operado em batelada sequencial, contendo biomassa imobilizada (ASBBR) e agitação mecânica e tratando água residuária de uma indústria automobilística foi submetido a cinco diferentes condições experimentais. As Tabelas 5.10 e 5.11 apresentam os valores médios das principais variáveis monitoradas para todas as condições implementadas.

Nas Tabelas, COV é a carga orgânica volumétrica,  $C_A$  é a concentração de matéria orgânica do afluente,  $C_{ST}$  é a concentração de matéria orgânica do efluente não filtrado,  $C_{SS}$  é a concentração de matéria orgânica do efluente filtrado,  $\epsilon_T$  e  $\epsilon_S$  são as eficiências de remoção de substrato não filtrado e filtrado, respectivamente,  $V$  é o volume tratado por ciclo, AB é a alcalinidade a bicarbonato, AVT é a concentração de ácidos voláteis totais, SST é a concentração de sólidos em suspensão totais e SSV é a concentração de sólidos em suspensão voláteis.

**TABELA 5.10** – Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente

Condição	COV (mgDQO/L.d)	$C_A$ (mgDQO/L)	$C_S$ (mgDQO/L)		$\epsilon$ (%)		$V$ (L)
			$C_{ST}$	$C_{SS}$	$\epsilon_T$ (%)	$\epsilon_S$ (%)	
<i>Ia</i>	3,09	1030 ± 55	145 ± 15	119 ± 16	86 ± 1	88 ± 2	1,65 ± 0,09
<i>Ib</i>	2,86	954 ± 44	186 ± 32	164 ± 31	82 ± 3	84 ± 3	1,74 ± 0,06
<i>IIa</i>	6,07	2022 ± 167	657 ± 39	623 ± 44	67 ± 3	69 ± 3	1,77 ± 0,03
<i>IIb</i>	6,19	2062 ± 89	639 ± 67	591 ± 71	69 ± 2	71 ± 3	1,70 ± 0,03
<i>IIc</i>	4,38	1459 ± 313	463 ± 122	403 ± 102	68 ± 3	72 ± 2	1,62 ± 0,06
<i>IId</i>	6,14	2045 ± 192	717 ± 54	620 ± 65	65 ± 3	70 ± 3	1,52 ± 0,04
<i>III</i>	2,61	869 ± 199	217 ± 38	186 ± 36	74 ± 4	78 ± 3	2,00 ± 0,06
<i>IV</i>	2,57	858 ± 278	221 ± 59	196 ± 53	74 ± 4	77 ± 3	2,18 ± 0,05
<i>V</i>	1,40	987 ± 115	212 ± 19	193 ± 15	78 ± 2	80 ± 2	0,9 ± 0,1

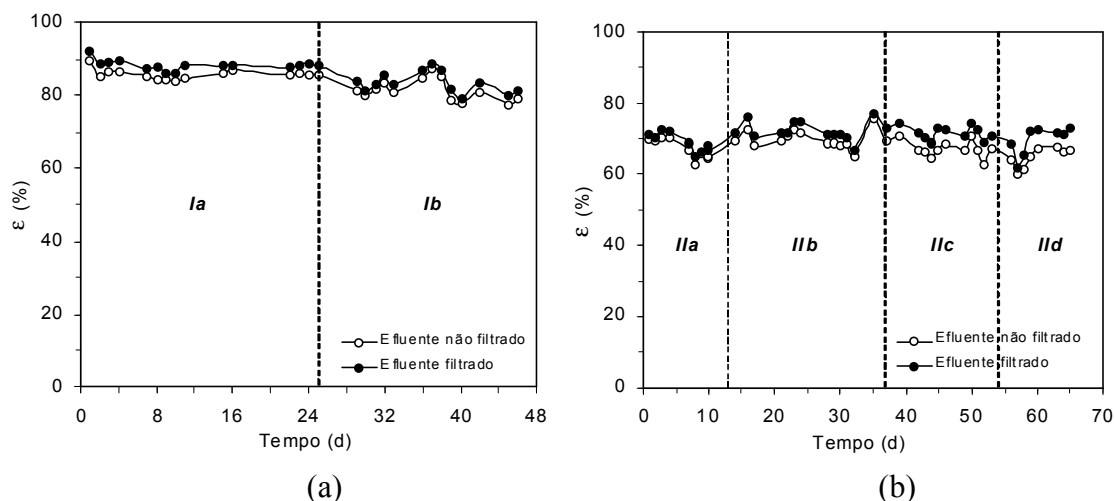
**TABELA 5.11** – Valores médios das variáveis monitoradas no afluente e no efluente

Condição	AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)		AVT (mgHAc/L)		SST (mg/L)		SSV (mg/L)	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
<i>Ia</i>	208 ± 48	437 ± 59	122 ± 28	20 ± 5	-	-	-	-
<i>Ib</i>	191 ± 21	570 ± 53	137 ± 19	28 ± 11	29 ± 4	64 ± 8	16 ± 6	56 ± 11
<i>IIa</i>	439 ± 69	732 ± 73	386 ± 50	245 ± 35	83 ± 13	104 ± 34	29 ± 4	68 ± 3
<i>IIb</i>	349 ± 21	792 ± 69	258 ± 59	221 ± 56	54 ± 13	76 ± 5	22 ± 3	60 ± 13
<i>IIc</i>	600 ± 23	1177 ± 54	144 ± 32	101 ± 48	65 ± 12	110 ± 9	38 ± 7	98 ± 2
<i>IId</i>	596 ± 15	936 ± 81	211 ± 55	166 ± 28	54 ± 11	101 ± 7	31 ± 7	70 ± 7
<i>III</i>	563 ± 35	669 ± 59	136 ± 40	23 ± 4	25 ± 3	71 ± 13	16 ± 2	61 ± 6
<i>IV</i>	566 ± 42	708 ± 16	116 ± 33	20 ± 4	76 ± 12	63 ± 6	37 ± 8	53 ± 14
<i>V</i>	579 ± 54	642 ± 72	187 ± 14	21 ± 4	23 ± 4	46 ± 9	20 ± 2	44 ± 15

Na *Condição I*, o reator foi operado por 46 dias (138 ciclos) tratando *Água Residuária para Operação do Reator na Condição I*, com concentração média de matéria orgânica de 1000 mgDQO/L. Os resultados são apresentados na Figura 5.45(a) e nas Tabelas 5.10 e 5.11. Nesta condição, houve duas estratégias distintas de suplementação ao afluente. Na *Condição Ia*, a suplementação constou de sacarose, extrato de carne, solução salina e bicarbonato de sódio. O tempo de operação foi de 24 dias (72 ciclos) e a eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas foi de  $88 \pm 2\%$ . Ressalta-se, que a *Condição Ia* foi denominada de “condição de suplementação padrão”. Na *Condição Ib*, manteve-se a suplementação de sacarose, solução de sais e bicarbonato de sódio, alterando-se a fonte de nitrogênio para uréia, com o intuito de reduzir os custos de tratamento, já que o valor comercial do extrato de carne é relativamente alto. O sistema operou por 22 dias (66 ciclos), apresentando uma eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de  $84 \pm 3\%$ .

Na *Condição II*, o reator foi operado por 65 dias (195 ciclos), tratando *Água Residuária para Operação do Reator na Condição II*, com concentração de matéria orgânica variando entre 1500 e 2000 mgDQO/L. Os resultados são apresentados na Figura 5.45(b) e nas Tabelas 5.10 e 5.11. Nesta condição, foram adotadas quatro estratégias de suplementação ao afluente. Na *Condição IIa*, mantiveram-se as mesmas condições de suplementação do afluente da “condição padrão” (*Condição Ia*), com exceção da concentração de bicarbonato de sódio, que

foi aumentada em 2,5 vezes, e do uso de uréia como fonte de nitrogênio. O sistema foi operado por 12 dias (36 ciclos) e a eficiência média de remoção de matéria orgânica foi de  $69 \pm 3\%$ .



**FIGURA 5.45** – Eficiências de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas e não filtradas nas *Condições I (a) e II (b)*

Com o intuito de aumentar a eficiência de remoção de matéria orgânica na *Condição I Ib*, o sistema operou por 24 dias (72 ciclos), sendo suplementado com o dobro de sacarose, uréia e solução salina em relação às suplementações da *Condição I Ia*, com exceção da suplementação de bicarbonato de sódio, que foi mantida em 2,5 vezes a suplementação em relação à “condição padrão”. O resultado foi o aumento da eficiência para  $71 \pm 3\%$ . Visando aumentar a eficiência de remoção de matéria orgânica, na *Condição I Ic*, as suplementações de uréia, sacarose, solução salina e bicarbonato foram quadruplicadas em relação às da “condição padrão”. Durante 17 dias (51 ciclos) de operação, não houve expressivo aumento da eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas, sendo esta de  $72 \pm 2\%$ .

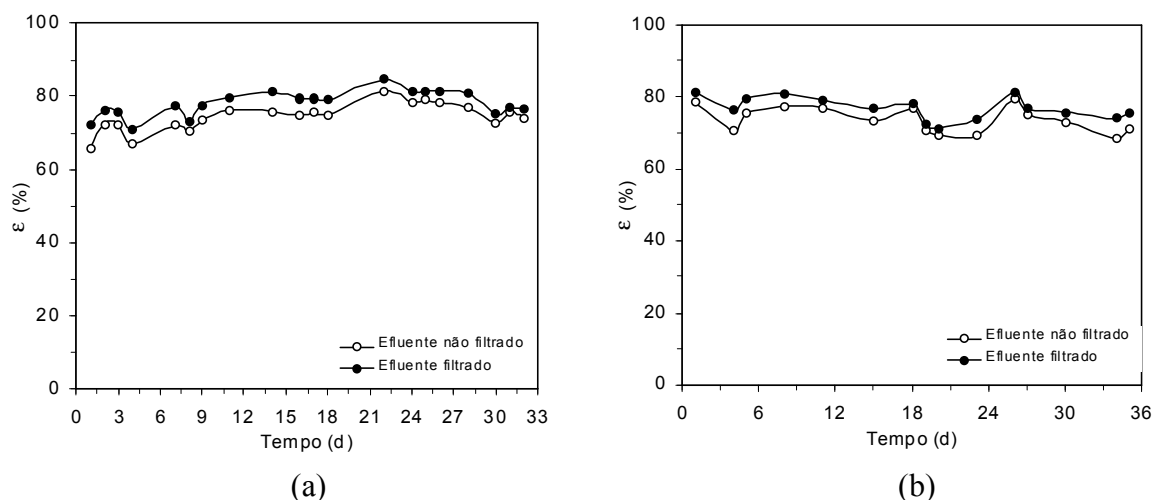
Na *Condição I Id*, a fonte de nitrogênio usada na suplementação da *Água Residuária para Operação do Reator na Condição I Id* voltou a ser o extrato de carne. O reator foi operado por 12 dias (36 ciclos), apresentando uma diminuição da eficiência de remoção de matéria orgânica para  $70 \pm 3\%$ . Esperava-se, que a alteração da fonte de nitrogênio aumentasse a eficiência média de remoção de matéria orgânica, visto que o extrato de carne é uma fonte de nitrogênio nutricionalmente mais completa que a uréia, porém, não foi o que ocorreu. A diminuição da eficiência, o entanto pode ser justificada pela variação das

características físicas e químicas dos lotes de *Água Residuária* “*in natura*”.

Observa-se, na Tabela 5.10, que os valores médios de concentração de matéria orgânica para amostras filtradas e não filtradas do efluente nas *Condições IIa, IIb, IIc e IId*, são próximos, indicando que a retenção de sólidos no sistema foi relativamente eficiente. Além disso, a Tabela 5.11 mostra que houve geração de alcalinidade no sistema, o que se verifica comparando os valores médios de alcalinidade a bicarbonato do afluente e do efluente. Nota-se que o valor obtido para o efluente é aproximadamente 1,6 vezes maior que o valor obtido para o afluente na *Condição IIa*, 2,3 vezes maior na *Condição IIb*, 1,9 vezes na *Condição IIc* e 1,5 vezes na *Condição IId*. A concentração média de ácidos voláteis totais diminuiu, apresentando um valor 1,6 vezes menor na *Condição IIa*, 1,2 vezes menor na *Condição IIb*, 1,4 vezes menor na *Condição IIc* e 1,3 vezes menor na *Condição IId*.

Na *Condição III*, o reator foi operado por 32 dias (96 ciclos), tratando *Água Residuária para Operação do Reator na Condição III*, com concentração aproximada de 870mgDQO/L. Nesta condição não houve suplementação de extrato de carne ou uréia, sacarose e solução salina ao afluente, apenas de bicarbonato de sódio. Observa-se pelos resultados apresentados nas Tabelas 5.10 e 5.11 e na Figura 5.46(a), que o ASBBR com agitação mecânica foi eficiente no tratamento de *Água Residuária para Operação do Reator na Condição III*, apresentando eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de  $78 \pm 3\%$ . A Tabela 5.11 revela ainda que houve geração de alcalinidade no sistema, sendo o valor obtido para o efluente aproximadamente 1,2 vezes maior que o obtido para o afluente. Em contrapartida, a concentração média de ácidos voláteis totais do efluente diminuiu, apresentando um valor 5,9 vezes menor em relação ao afluente.





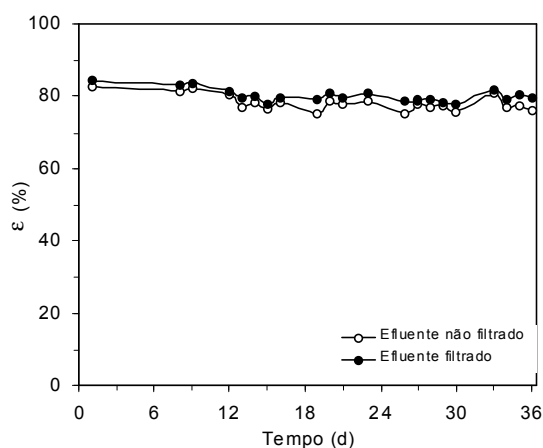
**Figura 5.46** – Eficiências de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas e não filtradas nas *Condições III (a) e IV (b)*

Na *Condição IV*, o reator foi operado por 35 dias (105 ciclos), tratando *Água Residuária para Operação do Reator na Condição IV*, isto é, sem suplementação de extrato de carne ou uréia, sacarose e solução salina, apenas adicionando-se bicarbonato de sódio para tamponamento. A diferença em termos de operação em relação à *Condição III*, refere-se à estratégia de alimentação do substrato, na qual metade do volume foi alimentada em batelada, durante 10 minutos e a outra metade foi alimentada em batelada alimentada durante as 4 horas seguintes. Os resultados são mostrados nas Tabelas 5.10 e 5.11, e na Figura 5.46(b). Observa-se, que uma eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de  $77 \pm 3\%$  foi obtida. A Tabela 5.11 revela ainda que houve geração de alcalinidade a bicarbonato no sistema, sendo o valor obtido para o efluente 1,3 vezes maior que o obtido para o afluente. Em contrapartida, a concentração média de ácidos voláteis totais diminuiu, apresentando para o efluente um valor 5,8 vezes menor em relação ao afluente.

Comparando os resultados da *Condição IV* e da *Condição III*, observa-se que os resultados foram bastante semelhantes. Desta forma, foi possível operar o ASBBR em batelada ou em batelada seguida de batelada alimentada, mostrando que o sistema apresenta flexibilidade em termos de operação.

Na *Condição V*, o reator foi operado por 36 dias (108 ciclos), tratando *Água Residuária para Operação do Reator na Condição V*, sendo esta suplementada apenas com bicarbonato de sódio. A diferença em termos de operação em relação à *Condição IV* refere-se à estratégia

de descarregamento do sistema. Na *Condição IV*, todo o afluente tratado foi descarregado no final do ciclo, enquanto que, na *Condição V*, metade do efluente tratado foi descarregada, permanecendo a outra metade no interior do reator. Com relação à alimentação do reator, esta foi realizada da mesma forma que na *Condição IV*, considerando apenas a operação em batelada alimentada durante as 4 primeiras horas do ciclo. Os resultados são apresentados nas Tabelas 5.10 e 5.11 e na Figura 5.47. Nesta condição, obteve-se eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de  $80 \pm 2\%$ . Houve geração de alcalinidade e consumo de ácidos voláteis no sistema. Nota-se que o valor de alcalinidade a bicarbonato para o efluente foi aproximadamente 1,1 vezes maior que o valor obtido para o afluente. A concentração média de ácidos voláteis totais foi 8,9 vezes menor em relação ao afluente.



**FIGURA 5.47** – Eficiências de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas e não filtradas na *Condição V*

Observa-se pelas Figuras 5.45 a 5.47 que foi possível operar o ASBBR com estabilidade em todas as condições implementadas. A eficiência de remoção de matéria orgânica foi próxima para todas as cargas orgânicas volumétricas (COV) impostas ao ASBBR, conforme mostrado na Figura 5.53. A única exceção foi para a *Condição II*, embora o sistema tivesse apresentado estabilidade, houve diminuição de eficiência de remoção de matéria orgânica para 70%. Os valores residuais de matéria orgânica e ácidos voláteis, sugerem que o tempo de ciclo de 8 horas foi insuficiente.

Nas *Condições I e II*, a água residuária proveniente de indústria automobilística, foi suplementada com extrato de carne ou uréia, sacarose, solução salina e bicarbonato de sódio para tamponamento, passando a ser denominada *Água Residuária para Operação do Reator na Condição I e Condição II*, respectivamente. Optou-se por iniciar o tratamento com a

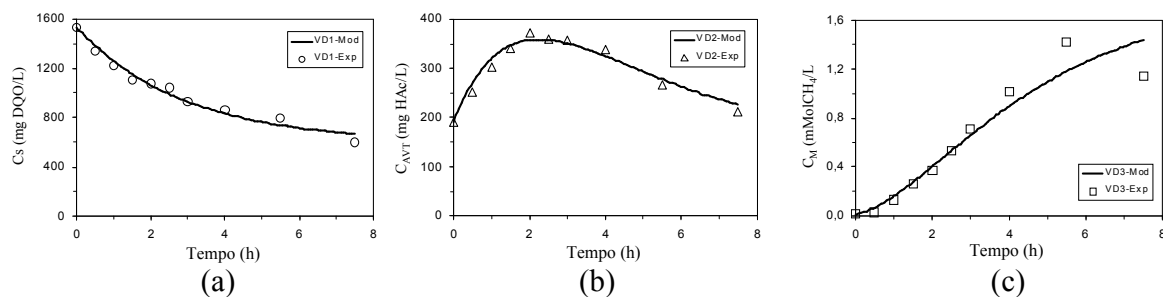
suplementação de nitrogênio (extrato de carne ou uréia), carbono (sacarose) e nutrientes (solução salina) visando não prejudicar a biomassa recentemente inoculada. Tal procedimento foi adotado, por se tratar de um afluente com características predominantemente inorgânicas.

A partir da *Condição III*, a *Água Residuária* foi tratada “*in natura*”, isto é, sem suplementação de nitrogênio, carbono e nutrientes, ou seja, somente com suplementação de bicarbonato de sódio. Observou-se que mesmo com suplementação somente de bicarbonato de sódio, não houve diminuição de eficiência de remoção de matéria orgânica com relação às *Condições I e II*, conforme mostrado nas Figuras 5.50 e 5.51.

Comparando a *Condição V* com as *Condições III e IV*, observa-se que os resultados foram semelhantes, considerando que o volume alimentado por ciclo na *Condição V* foi somente a metade do volume total tratado no reator. A outra metade já se encontrava no reator e correspondeu ao volume residual do ciclo anterior. Nas *Condições III e IV*, o volume alimentado por ciclo foi igual ao volume total tratado no reator. Desta forma, houve a expectativa de se obter uma concentração de matéria orgânica, no final de cada ciclo da *Condição V*, inferior àquelas obtidas nas *Condições III e IV*. Tal expectativa baseou-se no fato de ser mantido no reator metade do volume tratado, com concentração de matéria orgânica de aproximadamente 200 mgDQO/L (conforme mostrado na tabela 5.10), e a outra metade sendo adicionada em batelada alimentada durante 4 horas, com concentração de matéria orgânica de aproximadamente 1000 mgDQO/L. Pode-se dizer, portanto, que houve diluição do afluente devido ao volume residual presente no reator, permanecendo a concentração de substrato em valores menores ao longo do ciclo, o que poderia prejudicar a biomassa, reduzindo a velocidade de consumo de substrato.

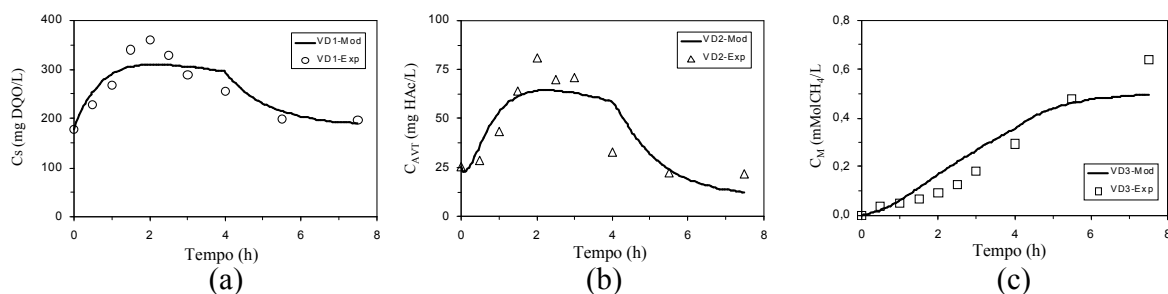
As Figuras 5.48 a 5.52 apresentam os resultados dos perfis de concentração de matéria orgânica, de concentração de ácidos voláteis totais e de concentração de metano para todas as condições.

Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais dos perfis, considerando a existência de uma concentração residual tanto de matéria orgânica ( $C_{SR}$ ), quanto de ácidos voláteis totais ( $C_{AVTR}$ ). Os valores de  $C_{SR}$ ,  $C_{AVTR}$  e dos parâmetros cinéticos ( $k_{1S}$ ,  $k_{1AVT}$ ,  $k_{2AVT}$  e  $k_{2M}$ ), são apresentados na Tabela 5.12.



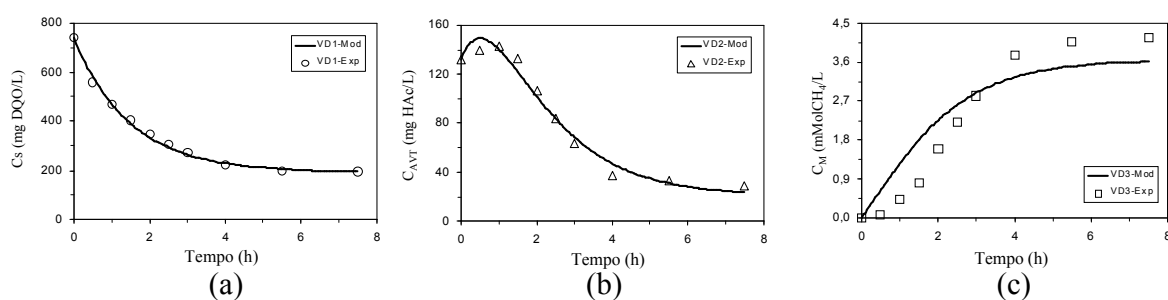
**FIGURA 5.48** – Perfil de  $C_S$  (a),  $C_{AVT}$  (b) e  $C_M$  (c) na *Condição I*

$[C_S \text{ (mgDQO/L)}; C_{AVT} \text{ (mgHAc/L)}; C_M \text{ (mMolCH}_4\text{/L)}]$



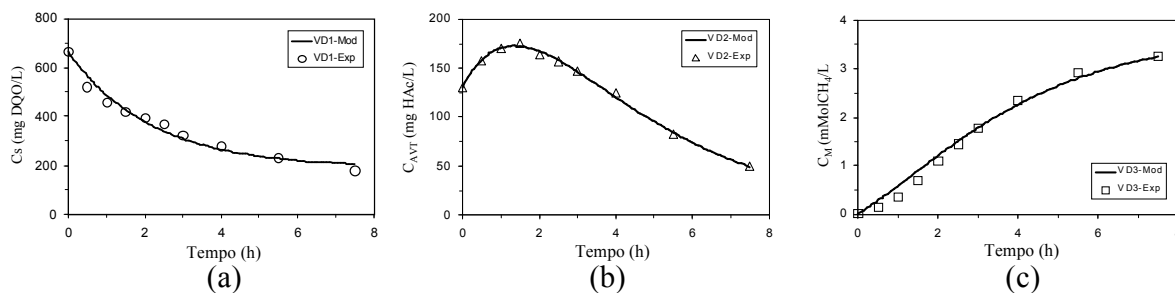
**FIGURA 5.49** – Perfil de  $C_S$  (a),  $C_{AVT}$  (b) e  $C_M$  (c) na *Condição II*

$[C_S \text{ (mgDQO/L)}; C_{AVT} \text{ (mgHAc/L)}; C_M \text{ (mMolCH}_4\text{/L)}]$



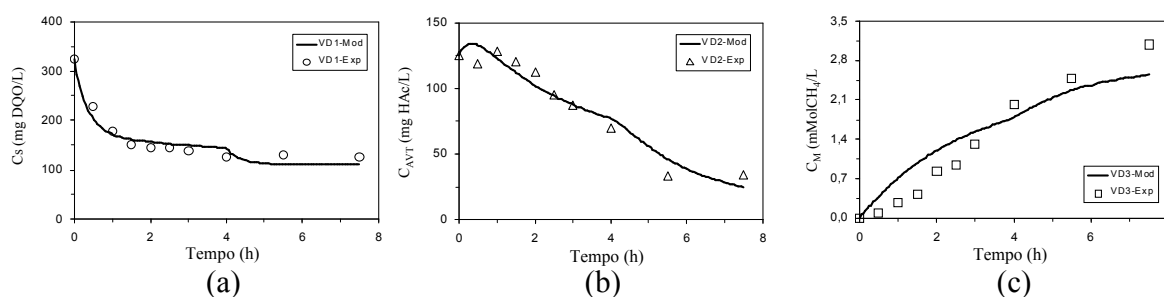
**FIGURA 5.50** – Perfil de  $C_S$  (a),  $C_{AVT}$  (b) e  $C_M$  (c) na *Condição III*

$[C_S \text{ (mgDQO/L)}; C_{AVT} \text{ (mgHAc/L)}; C_M \text{ (mMolCH}_4\text{/L)}]$



**FIGURA 5.51** – Perfil de  $C_S$  (a),  $C_{AVT}$  (b) e  $C_M$  (c) na *Condição IV*

$[C_S \text{ (mgDQO/L)}; C_{AVT} \text{ (mgHAc/L)}; C_M \text{ (mMolCH}_4\text{/L)}]$

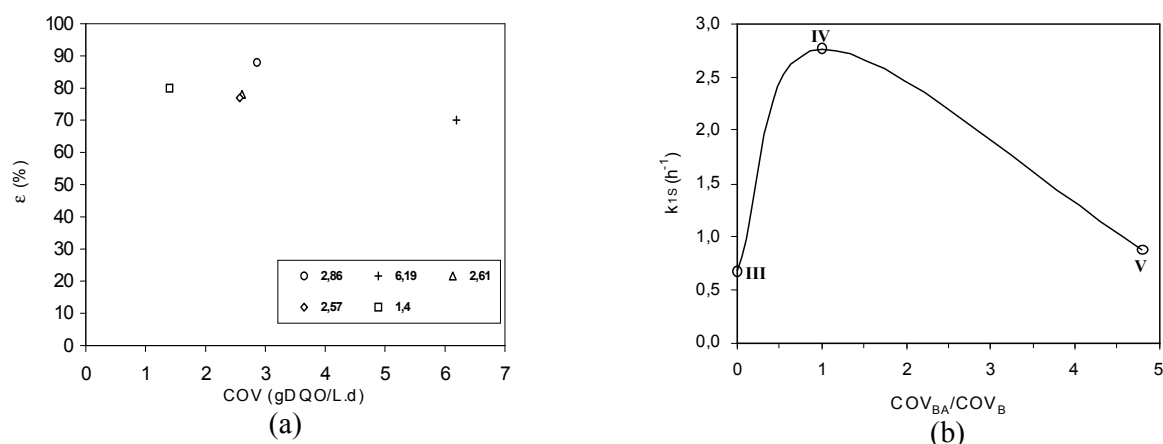


**FIGURA 5.52** – Perfil de  $C_S$  (a),  $C_{AVT}$  (b) e  $C_M$  (c) na *Condição V*

$[C_S \text{ (mgDQO/L)}; C_{AVT} \text{ (mgHAc/L)}; C_M \text{ (mMolCH}_4\text{/L)}]$

Analisando-se os parâmetros cinéticos obtidos para as *Condições I, II e III*, observa-se que com o aumento da carga orgânica volumétrica (COV), de 2,61 para 6,19 gDQO/L.d, houve uma diminuição nos parâmetros cinéticos. Tal diminuição provavelmente está relacionada à inibição do metabolismo anaeróbio por constituintes presentes na água residuária da indústria automobilística, à medida em que se aumenta a COV.

Observa-se que o modelo cinético escolhido não se ajusta bem aos dados experimentais no caso da produção do biogás, provavelmente em função da vedação do reator.



**FIGURA 5.53** – Eficiência de remoção em função da COV para todas as condições implementadas em (a) e parâmetro cinético em função de  $COV_{BA}/COV_B$  para as *Condições III, IV e V* em (b)

**TABELA 5.12** – Resumo do ajuste cinético no ASBBR

<i>Condição</i>	COV (gDQO/L.d)	$k_{1S}$ ( $h^{-1}$ )	$k_{1AVT}$ ( $h^{-1}$ )	$k_{2AVT}$ ( $h^{-1}$ )	$k_{2M}$ ( $h^{-1}$ )	$C_{SR}$ (mgDQO/L)	$C_{AVTR}$ (mgHAc/L)	$R^2$
<i>I</i>	2,86	0,47	0,26	0,40	0,0038	190,7	6,22	0,997
<i>II</i>	6,19	0,35	0,24	0,47	0,0012	601,9	144,1	0,999
<i>III</i>	2,61	0,68	0,38	1,14	0,0100	192,1	20,7	0,999
<i>IV</i>	2,57	2,77	0,58	0,52	0,0067	110,4	12,9	0,993
<i>V</i>	1,40	0,88	2,21	5,42	0,0025	184,8	9,77	0,991

COV: Carga Orgânica Volumétrica;  $k_{1s}$ : parâmetro cinético para consumo de substrato;  $k_{1AVT}$ ,  $k_{2AVT}$ : parâmetros cinéticos inicial e final para formação de ácidos voláteis totais;  $k_{2M}$  parâmetro cinético para formação de metano;  $C_{SR}$ : Concentração residual de substrato;  $C_{AVT}$ : Concentração residual de ácidos voláteis totais;  $R^2$ : Correlação entre os valores experimentais e os valores obtidos no ajuste cinético.

Analisando-se os efeitos de carga orgânica volumétrica, de volume residual e de tempo de alimentação do reator nas *Condições III, IV e V*, observa-se que o tempo de ciclo para as *Condições III e IV* (Figuras 5.50 e 5.51) pode ser diminuído para 5 horas, uma vez que a partir de tal período, praticamente todo substrato foi consumido. Para a *Condição IV* (Figura 5.51), o período do ciclo pode ser diminuído para 4 horas.

A *Condição IV* foi a mais favorável, apresentando o maior parâmetro cinético, conforme mostrado na Tabela 5.12. A *Condição IV* apresenta a vantagem, de metade do volume ser fornecida em batelada e a outra metade ser fornecida em batelada alimentada, durante 4 horas. Assim sendo, a concentração de substrato não foi tão baixa como na *Condição V*, que desfavorece a cinética, e nem tão alta como na *Condição III*, que causa inibição.

Este fato é confirmado na Figura 5.53(b), que apresenta o valor do parâmetro cinético  $k_{1S}$  em função da razão entre a carga orgânica volumétrica da alimentação em batelada alimentada ( $COV_{BA}$ ) e a carga orgânica volumétrica da alimentação em batelada ( $COV_B$ ). Na *Condição III*, a razão  $COV_{BA}/COV_B$  resulta em valor nulo, uma vez que  $COV_{BA}$  é nulo, pois a operação foi realizada somente em batelada. Na *Condição IV*, a razão  $COV_{BA}/COV_B$  resulta em um valor unitário, uma vez que os valores de  $COV_{BA}$  e  $COV_B$  são os mesmos. Na *Condição V*, o valor de  $COV_{BA}$  foi de 1,40 gDQO/L.d, conforme mostrado na Tabela 5.12, uma vez que a alimentação foi realizada em batelada alimentada. O valor de  $COV_B$  foi calculado, considerando-se a concentração de alimentação do reator em batelada como sendo a concentração residual de matéria orgânica apresentada na Tabela 5.11 ( $C_{SS}=193$  mgDQO/L), o que resultou em um valor de  $COV_B = 0,29$  gDQO/L.d.

Estes resultados mostram que o ASBBR é robusto e flexível, não apresentando perda de eficiência para distintas estratégias de operação. Tal fato é importante, principalmente considerando-se que a geração de efluente depende do processo industrial, podendo apresentar flutuações consideráveis em termos de volume.

Desta forma, nas condições em que o volume de afluente é considerado suficiente para alimentar o reator em um período curto, isto é, com alta vazão de alimentação, o sistema poderá ser operado em batelada. Em caso de volume reduzido de afluente, este poderá ser alimentado ao reator com vazão reduzida, o que caracteriza uma alimentação em batelada alimentada, sem prejuízo ao sistema.

## CAPÍTULO 6

### CONCLUSÕES E SUGESTÕES

#### 6.1. Conclusões

No tratamento da água residuária de uma indústria automobilística foi possível observar:

- (I) *Condição I:* eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de 88% para uma COV de 3,09 gDQO/L.d, sendo a água residuária suplementada com sacarose, extrato de carne, solução salina e bicarbonato de sódio. Substituindo-se por uréia a fonte de nitrogênio, a eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas foi de 84% para uma COV de 2,86 gDQO/L.d.
- (II) *Condição II:* Eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de 70% para uma COV de 6,14 gDQO/L.d, mesmo quando a suplementação de sacarose, extrato de carne, solução salina e alcalinidade foi aumentada quatro vezes em relação à suplementação da COV de 3,09 gDQO/L.d.
- (III) Os resultados de operação do ASBR nas *Condições I e II* no tratamento da água residuária de uma indústria automobilística, suplementada com nitrogênio, carbono, nutrientes e alcalinidade, permitiram concluir que foi possível operar o sistema com estabilidade e eficiência de remoção de matéria orgânica de 88% para uma COV de 3,09 gDQO/L.d. Com o aumento da COV



para 6,19 gDQO/L.d, o sistema operou de forma estável, porém apresentando uma diminuição de eficiência para 70%.

- (IV) *Condição III*: Eficiência média de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de 78% para uma COV de 2,61 gDQO/L.d, tratando 2,0 L de afluente por ciclo, em batelada alimentada.
- (V) *Condição IV*: eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de 77% para uma COV de 2,57 gDQO/L.d, tratando 2,0 L de afluente por ciclo, sendo 50% deste volume alimentado em batelada e 50% alimentado em batelada alimentada.
- (VI) *Condição V*: eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas de 80% para uma COV de 1,40 gDQO/L.d, tratando 1,0 L de afluente alimentado em batelada alimentada em 4 horas.
- (VII) Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais dos perfis de concentração de matéria orgânica, de concentração de ácidos voláteis totais e de concentração de metano. O parâmetro cinético de consumo de substrato foi de 0,47; 0,35; 0,68; 2,77 e 0,88 h<sup>-1</sup> para as *Condições I, II, III, IV e V*, respectivamente.
- (VIII) Os perfis de consumo de matéria orgânica permitem concluir que o tempo de ciclo para as *Condições III e V* pode ser diminuído para 5 horas, uma vez que a partir de tal período, praticamente todo substrato foi consumido. Para a *Condição IV*, o período do ciclo pode ser diminuído para 4 horas.
- (IX) Considerando os resultados das *Condições III a V*, observa-se que o ASBBR foi robusto e eficiente para as três estratégias diferentes de alimentação do afluente. As eficiências de remoção de matéria orgânica foram muito próximas (78, 77 e 80% para uma COV de 2,61, 2,57 e 1,40 gDQO/L.d, respectivamente).
- (X) Ainda com relação à estratégia de alimentação, foi possível observar pelos parâmetros cinéticos obtidos, que a estratégia de alimentação em batelada seguida de batelada alimentada (*Condição IV*) foi a mais favorável em comparação às demais, uma vez que, neste caso, a concentração de substrato não foi alta o suficiente para causar inibição do metabolismo anaeróbio, nem baixa o suficiente para desfavorecer a cinética de degradação de matéria orgânica.

## 6.2. Sugestões

A partir das conclusões e da experiência acumulada durante a realização da etapa experimental deste trabalho, são apresentadas a seguir, as seguintes sugestões para trabalhos futuros:

- (I) Operar um ASBBR em condições semelhantes às operadas neste trabalho, reduzindo o tempo de ciclo de operação para 5 horas e 4 horas, respectivamente, conforme concluído no item 6.1, subitem VIII.
- (II) Operar um ASBBR em condições semelhantes às deste trabalho, com água residuária com concentração de matéria orgânica do afluente superiores aos aqui utilizados, por exemplo, entre 3000 e 4000 mgDQO/L para confirmar a estabilidade e robustez do sistema, bem como, a eficiência de remoção de matéria orgânica.
- (III) Investigação e desenvolvimento de estratégias de adição de nutrientes sobre o ASBBR submetido a altas cargas.
- (IV) A empresa automobilística da qual a água residuária foi tratada poderia, em caso de interesse, ampliar a escala do experimento, construindo um ASBBR, por exemplo de 1000 L de capacidade, para confirmar os resultados deste trabalho.

## CAPÍTULO 7

### REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION, AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION, WATER ENVIRONMENT FEDERATION (1995). *Standard methods for examination of water and wastewater*. 19.<sup>th</sup> ed., Washington D.C.
- ANGENENT, L.T.; DAGUE, R.R. (1995). A laboratory-scale comparison of the UASB and ASBR processes. In: 50.<sup>th</sup> *Purdue Industrial. Wastewater Conference Proceedings*, Ann Arbor Press, Chelsea, pp. 365-377.
- ANGENENT, L.T.; SUNG, S.; RASKIN, L. (2002). Metthanogenic population dynamics during startup of a full-scale anaerobic sequencing batch reactor treating swine waste. *Water Research*, **36**, pp.4648-4654.
- BAGLEY, D.M.; BRODKORB, T.S. (1999). Modeling microbial kinetics in na anaerobic sequencing batch reactor-model development and experimental validation. *Water Environmental Research*, **71**, pp.1320-1332.
- BANIK, G. C.; ELLIS, T.G.; DAGUE, R.R. (1997). ASBR treatment of low strenght industrial wastewater at psychrophilic temperatures. *Water Science and Technology*, **36**, pp. 149-156.
- BISHOP, P. (1997). Biofilm structure and kinetics. *Water Science and Technology*, **36**, pp.287-294.
- BORGES, A.C. (2003). *Influência da estratégia de alimentação no desempenho do reator anaeróbio em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada*. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 184p.

- BORGES, A.C.; SIMAN, R.R.; RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S.M.; ZAIAT, M.; FORESTI, E.; BORZANI, W. (2003). Stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass: a behavior study when submitted to different fill times. In: *International Conference on Biofilm Systems*, 5. Cape Town.
- 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 strenght wastewaters. *Water Science and Technology*, **35**, p. 193-198.
- CABRAL, A . K. A . (2000). Avaliação do desempenho e estabilidade de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RALPH) submetido ao aumento progressivo na concentração de matéria orgânica afluenta e a cargas de choque orgânicas. Tese de Doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 122p.
- CAMARGO, E. F. M. (2000). Tratamento anaeróbio de águas residuárias, em batelada, com microrganismos imobilizados e circulação da fase aquosa. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 207p.
- CAMARGO, E. F. M.; RATUSZNEI, S. M.; RODRIGUES, J. A . D.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. (2002). Treatment of low-strenght 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 Enginnering*. **19**, pp.267-275.
- CAMPOS, J. R. (1994). Biomassa fixa: Reatores anaeróbios. In: *Anais do III Taller y Seminario Latinoamericano-Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales*. VIÑHAS, M.; SOUBES, M.; BORZACCONI, L.; MUXI, L. (eds.), Montevideo, pp.169-184.
- CHERNICHARO, C. A .L.; van HAANDEL, A . C.; FORESTI, E.; CYBIS, L.F. (2001). Introdução. In: *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. CHERNICHARO, C . A . L. (coord.) Belo Horizonte, pp. 19-34.
- COSTERTON, J. W.; LEWANDOWSKI, Z.; CALDWELL, D.E.; KORBER, D.R.; LAPPIN-SCOTT, H. M. (1995). Microbial biofilms. *Annuary Review of Microbiology*, **49**, pp. 711-745.
- CUBAS, S. A .; PINHO, S. C.; FORESTI, E.; RODRIGUES, J. A. D.; RATUSZNEI, S. M.; ZAIAT, M. (2001). Effects of solid-phase mass transfer on na stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass. In: *VII Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion*.

- CUBAS, S.A .; FORESTI, E.; RODRIGUES, J. A . D.; RATUSZNEI, S. M.; ZAIAT, M. (2004). Influence of liquid-phase mass transfer on the performance of a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass. *Biochemical Engineering Journal*, **17**, 99-105.
- DAGUE, R.R.; HABBEN, C.E.; PIDAPARTI, S.R. (1992). Initial studies on the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, **26**, 2429-2432.
- DAMASCENO, L. H. S. (2004). Tratamento de soro de queijo em ASBR: Influência da estratégia de alimentação. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 218p.
- DROSTE, R. L.; MASSÉ, D.I. (1995). Anaerobic treatment in sequencing batch reactor. In: *Proceedings of International Symposium on Technology Transfer*, Salvador, pp.353-363.
- DUGBA, P. N.; ZHANG, R. (1999). Treatment of dairy wastewater with two-stage anaerobic sequencing batch reactor systems – thermophilic versus mesophilic operations. *Bioresource Technology*, v.68, 225-233.
- FERNANDES, L.; KENNEDY, K.J.; NING, Z. (1993). Dynamic modeling of substrate degradation in sequencing batch anaerobic reactors (SBAR). *Water Research*, **27**, 1619-1628.
- FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; van HAANDEL, A . C.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P.F.F. (1999). Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. CAMPOS, J.R. (coord.). ABES, Rio de Janeiro, pp. 29-52.
- FYNN, G. H.; WHITEMORE, T.N. (1984). Retention of methanogens in colonized reticulades polyurethane foam biomass support particle. *Biotechnology Letters*, **6**, pp.81-86.
- GIJZEN, H. J.; SCHOENMAKERS, T. J. M.; CAERTELING, C.G. M.; VOGELS, G.D. (1988). Anaerobic degradation of papermill sludge in a two-phase digester containing rumen microorganisms and colonized polyurethane foam. *Biotechnology Letters*, **10**, pp.61-66.
- GUIOT, S. R.; PAUSS, A .; COSTERTON, J.W. (1992). A structured model of the anaerobic granule consortium. *Water Science and Technology*, **25**, pp.1-10.
- HENZE, M.; HARREMÖES, P. (1983). Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors - a literature review. *Water Science and Technology*, **15**, pp.1-101.

- HUYSMAN, P.; van MEENEN, P.; van ASSCHE, P.; VERSTRAETE, W. (1983). Factors affecting the colonization of non porous packing materials in model upflow methane reactors. *Biotechnology Letters*, **5**, pp.643-648.
- JIRICKOVÁ, E.; Rieger, F. (1995). Mixing in tall vessels with a draught tube. *The Chemical Engineering Journal*, **59**, 273-275.
- KATO, M. T.; ANDRADE NETO, C. O. ; CHERNICHARO, C. A. ; FORESTI, E.; CYBIS, L. F.; (1999). Configurações de reatores anaeróbios. In: *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. CAMPOS, J.R. (coord.). ABES, Rio de Janeiro, pp.53-99.
- KENNEDY, K. J.; SANCHEZ, W. A. ; HAMODA, M. F.; DROSTE, R. L. (1991). Performance of anaerobic sludge blanket sequencing batch reactors. *Research Journal of Water Pollution Control Federation*, **63**, pp.75-83.
- LIU, Y.; XU, H. L.; SHOW, K. Y.; TAY, J. H. (2002). Anaerobic granulation technology for wastewater treatment. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, **18**, pp.99-113.
- MASSÉ, D. I.; PATNI, N. K.; DROSTE, R. L.; KENNEDY, K. J. (1996). Operation strategies for psychrophilic anaerobic digestion of swine manure slurry in a sequencing batch reactors. *Canadian Journal of Civil Engineering*, **23**, pp.1285-1294.
- MCCARTY, P. L. (1982). One hundred years of anaerobic treatment. In: *Anaerobic Digestion*. HUGHES, D. E.; (ed.), Elsevier Biomedical Press B.V.
- MUROYAMA, K.; MOCHIZUKI, T.; WAKAMURA, T. (2001) Methane Fermentation of Bean Curd Refuse, *Journal of Bioscience and Bioengineering*, **91**, 208-212.
- NDON, U. J.; DAGUE, R. R.; (1997). Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic sequencing batch reactor treatment of low-strength wastewater. *Water Research*, **31**, pp. 2455-2466.
- NG, W. J. (1989). A sequencing batch anaerobic reactor for treating piggery wastewater. *Biological Wastes*, **28**, pp.39-51.
- ORRA, A. A.; RATUSZNEI, S. M. RODRIGUES, J. A. D.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2003). Effects of Feeding Strategies on the Performance of an Anaerobic Discontinuous Reactor Containing Immobilized Biomass with Circulation System for Liquid-Phase Mixing. In: *International Conference on Biofilm Systems*, **5**, 2003, CapeTown.
- ORTEGA, F. S.; ROCHA K. M.; ZAIAT, M.; PANDOLFELLI, V.C. (2001). Aplicação de espumas cerâmicas produzidas via gelcasting em biorreator para tratamento anaeróbio de águas residuárias. *Revista Cerâmica*, **47**, pp.199-203.

- PINHO, S. C.; CUBAS, S.A .; RATUSZNEI, S. M.; RODRIGUES, J. A . D.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2002). Influence of the agitation rate on the treatment of partially soluble wastewater in anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass. In: *Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion*, **7**, 2002. Mérida.
- POHLAND, F. (1998). Full-scale applications of anaerobic treatment technology: barriers to deployment. In: *Anais do V Taller y Seminário Latino Americano-Tratamiento Anaeróbio de Águas Residuales*. Viña del Mar, pp.1-6.
- RAMOS, A. C. T.; RATUSZNEI, S. M.; RODRIGUES, J. A . D.; ZAIAT (2003 a). Mass Transfer Improvement of a Fixed-Bed Anaerobic Sequencing Batch Reactor with Liquid-Phase Circulation. *Journal of Science and Technology of the Americas-INTERCIENCIA*, **28**, pp.214-219.
- RAMOS, A. C. T.; CANTO, C. S. A .; RATUSZNEI, S. M.; RODRIGUES, J. A. D; ZAIAT, M. (2003b). Influence of the Mass Transfer on the Performance of a Fixed-Bed Anaerobic Sequencing Batch Reactor with Liquid-Phase Circulation. *Anais do XIV Simpósio Nacional de Fermentações- SINEFERM*, Florianópolis-SC.
- RATUSZNEI, S. M.; RODRIGUES, J. A . D.; CAMARGO, E. F. M.; RIBEIRO, R.; ZAIAT, M. (2003). Effects of feeding strategy on the stability and efficiency of a stirred anaerobic sequential fed-batch reactor containing immobilized biomass. *Bioresource Technology*, **90**, p.199-205.
- RATUSZNEI, S. M.; RODRIGUES, J. A . D.; CAMARGO, E. F. M.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. (2001). Influence of agitation rate on the performance of a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing imobilized biomass. *Water Science and Technology*, **44**, pp.305-312.
- RATUSZNEI, S. M.; Rodrigues, J. A. D.; CAMARGO, E. F.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. (2000). Feasibility of stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass for wastewater treatment. *Bioresource Technology*, **75**, 127-132.
- RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J.C. (1986). Improved alkalimetric monitoring anaerobic digestion of high-strenght wastes. *Journal of water pollution control federation*, **58**, pp.406-411.
- RODRIGUES, J. A . D.; RATUSZNEI, S. M.; ZAIAT, M. (2003). Fed-batch and batch operating mode analysis of stirred anaerobic sequencing reactor with self-immobilized biomass treating low-strength wastewater. *Journal of Environmental Manegement*, **69**, p.193-200.

- SHAW, J. A. (1982). The Design of Draft Tube Circulators. *Proc. Australas. Inst. Metall.*, **283**, September, p. 47-58.
- SHIZAS, I.; BAGLEY, D. M. (2002). Improving anaerobic sequencing batch reactor performance by modifying operational parameters. *Water Research*, **36**, pp.363-367.
- SIMAN, R. R. (2003). Reator Anaeróbio em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada submetido a aumento de carga orgânica tratando água residuária sintética. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 164p.
- SPEECE, R. E. (1996). *Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment*. Ed. Archae Press, Nashville, 394p.
- SUNG, S.; DAGUE, R. R. (1995). Laboratory studies on the anaerobic sequencing batchreactor. *Water Environmental Research*, **67**, pp.294-301.
- SUTHAKER, S.; POLPRASET, C.; DROSTE, R. L. (1991). Sequencing batch anaerobic reactors for treatment of a high-strength organic wastewater. *Water Science and Technology*, **23**, pp.1249-1257.
- VALLERO, M.V.G. (1999). *Avaliação da atividade biológica das células livres e imobilizadas formadas em reator anaeróbio*. Dissertação de Mestrado Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 151p.
- van HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. (1994). *Tratamento anaeróbio de esgotos. Um manual para regiões de clima quente*. UFPb, Campina Grande, 232p.
- VARESCHE, M. B.; ZAIAT, M.; VIEIRA, L. G. T.; VAZOLLER, R. F.; FORESTI, E. (1997). Microbial colonization of polyurethane foam matrices in horizontal-flow anaerobic immobilized-sludge reactor. *Applied Microbiology Biotechnology*, **48**, pp.534-538.
- VERRIER, D.; MORTIER, B.; ALBAGNAC, G. (1987). Initial adhesion of methanogenic bacteria to polymers. *Biotechnology Letters*, **9**, pp.735-740.
- von SPERLING, M.V. (1996b). Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – *Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos*. 2ª edição, DESA/UFMG, Belo Horizonte.
- von SPERLING, M.V. (1996b). Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – *Reatores Anaeróbios*. DESA/UFMG, Belo Horizonte.
- WIRTZ, R. A.; DAGUE, R.R. (1996). Enhancement of granulation and start-up in the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Environmental Research*, **68**, pp.883-892.



- WIRTZ R. A .; DAGUE, R. R. (1997). Laboratory studies on enhancement of granulation in the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, **36**, pp.279-286.
- ZAIAT, M.; CABRAL, A.K.A.; FORESTI, E.; (1994) Horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactor for wastewater treatment: Conception and performance evaluation. *Revista Brasileira de Engenharia - Caderno de Engenharia Química*, **11**, pp.33-42.
- ZAIAT, M.; RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S. M.; CAMARGO, E. F. M.; BORZANI, W. (2001). Anaerobic sequencing batch reactors for wastewater treatment. A developing technology. *Applied Microbiology and Biotechnology*, **55**, pp.29-35.
- ZHANG, R.; YIN, Y.; SUNG, S.; DAGUE, R.R. (1996).Anaerobic treatment of swine waste by the anaerobic sequencing batch reactor. In: *51.<sup>th</sup> Purdue Industrial Wastewater Conference*, Chelsea Proceedings, Ann Arbor Press, p.315-320.

## **ANEXOS**

## ANEXO I

## VARIÁVEIS MONITORADAS DA ÁGUA RESIDUÁRIA “in natura”

**TABELA I.1** – Valores de concentração de matéria orgânica ( $C_{ar}$ ) e de pH dos lotes de *Água Residuária “in natura”*

Lote	$C_{ar}$ (mgDQO/L)	pH
1	1639,1	-
2	1495,6	-
3	1793,7	-
4	3119,5	-
5	1350,7	-
6	2102,9	-
7	1500,9	-
8	1753,5	-
9	2302,3	-
10	1782,2	-
11	1839,9	-
12	1746,2	-
13	1998,3	-
14	1725,9	-
15	2061,4	-
16	1783,4	-
17	1791,9	-
18	1495,7	-
19	1800,4	6,83
20	2245,7	6,54
21	2674,2	6,29
22	3075,2	6,06
23	1865,9	7,87
24	2056,3	5,67
25	2337,9	6,55
26	3290,4	6,54
27	4572,1	7,32
28	2270,0	7,03
29	1950,0	7,01
30	2176,9	7,27
31	3099,7	7,39
32	1149,6	8,08
33	911,2	8,17
34	1548,9	7,75
35	875,3	8,46
36	1200,7	7,96
37	1333,4	7,95
38	862,0	8,14
39	1584,4	6,98
40	1050,0	8,36
41	713,6	7,95
42	791,4	8,34
43	613,8	8,37
44	903,3	7,81
45	1025,6	7,97

(continuação)		
Lote	C <sub>ar</sub> (mgDQO/L)	pH
46	1096,2	8,04
47	1011,0	7,48
48	1032,3	7,39
49	1003,4	7,45
50	742,1	7,82
51	1201,1	7,96
52	734,2	8,05
53	1385,1	6,58
54	1093,9	8,06
55	1100,2	7,62
56	1204,5	8,22
57	1144,3	7,92
58	1137,6	7,56
59	855,2	6,01
60	1123,4	7,18

**TABELA I.2** – Valores de concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) dos lotes de *Água Residuária “in natura”*

Lote	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
15	2340	920	62	44
18	1948	838	128	80

Os lotes 15 e 18 foram escolhidos por amostragem.

## ANEXO II

COMPOSIÇÃO DA *ÁGUA RESIDUÁRIA* PARA OPERAÇÃO DO REATOR(a) Operação do ASBBR na *Condição I*TABELA II.1 – Composição da *Água Residuária para Operação do Reator* para um volume fixo de 10 L

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	Bicarbonato de sódio (g)	<i>Água Residuária I</i> (L)	<i>Água da rede</i> (L)
1	1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,5	7,5
1	2	0,00	0,00	0,00	0,00	5,00	2,5	7,5
1	3	0,00	0,00	0,00	0,00	5,00	2,5	7,5
2	1	0,19	1,14	0,00	23,00	5,00	5,0	5,0
2	2	0,19	1,14	0,00	23,00	5,00	5,0	5,0
3	1	0,19	1,14	0,00	23,00	5,00	5,0	5,0
3	2	0,19	1,14	0,00	23,00	5,00	5,0	5,0
4	1	0,19	1,14	0,00	23,00	3,00	2,6	7,4
4	2	0,19	1,14	0,00	23,00	3,00	2,6	7,4
5	1	0,19	1,14	0,00	23,00	3,00	5,9	4,1
5	2	0,19	1,14	0,00	23,00	3,00	5,9	4,1
6	1	0,19	1,14	0,00	23,00	3,00	3,8	6,2
6	2	0,19	1,14	0,00	23,00	3,00	3,8	6,2
6	3	0,19	1,14	0,00	23,00	3,00	3,8	6,2
6	4	0,19	1,14	0,00	23,00	3,00	3,8	6,2
6	5	0,19	1,14	0,00	23,00	2,00	5,3	4,7
7	1	0,19	1,14	0,00	23,00	2,00	5,3	4,7
7	2	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	5,3	4,7
8	1	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	4,6	5,4
8	2	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	4,6	5,4
8	3	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	4,6	5,4
9	1	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	3,5	6,5
9	2	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	3,5	6,5
9	3	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	3,5	6,5
10	1	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	4,5	5,5
10	2	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	4,5	5,5
10	3	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	4,5	5,5
11	1	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	4,3	5,7
11	2	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	4,3	5,7
11	3	1,29	1,14	0,00	23,00	2,00	4,3	5,7
12	1	1,00	1,00	0,00	20,00	2,00	4,6	5,4
12	2	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	4,6	5,4
13	1	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	4,0	6,0
13	2	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	4,0	6,0
13	3	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	4,0	6,0
14	1	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	4,6	5,4
14	2	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	4,6	5,4
14	3	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	4,6	5,4
14	4	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	4,6	5,4
15	1	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	3,9	6,1
15	2	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	3,9	6,1
15	3	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	3,9	6,1
16	1	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	4,5	5,5
16	2	1,00	0,00	1,00	20,00	3,30	4,5	5,5
17	1	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	4,5	5,5
17	2	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	4,5	5,5

(continuação)

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	Bicarbonato de sódio (g)	Água <i>Residuária I</i> (L)	Água da rede (L)
17	3	1,00	0,00	1,00	20,00	3,30	4,5	5,5
17	4	1,00	0,00	1,00	20,00	3,30	4,5	5,5
18	1	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	5,3	4,7
18	2	1,00	0,00	1,00	20,00	2,00	5,3	4,7

Os meios preparados a partir dos lotes L1, L2, L3, L4 e L5 serviram para aclimação e adaptação da biomassa e continham menos de 1000 mgDQO/L.

**(b) Operação do ASBBR na *Condição II*****TABELA III.2 – Composição da *Água Residuária* para Operação do Reator** para um volume fixo de 10 L

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	Bicarbonato de sódio (g)	<i>Água Residuária I</i> (L)	<i>Água da rede</i> (L)
19	1	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	4,7	5,3
19	2	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	4,7	5,3
20	1	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	10,0	0,0
20	2	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	10,0	0,0
21	1	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	7,0	3,0
21	2	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	7,0	3,0
21	3	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	7,0	3,0
22	1	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	6,0	4,0
22	2	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	6,0	4,0
23	1	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	10,0	0,0
23	2	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	10,0	0,0
23	3	1,00	0,00	1,00	20,00	5,00	10,0	0,0
24	1	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	10,0	0,0
24	2	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	10,0	0,0
25	1	2,00	0,00	2,00	40,00	5,50	8,9	1,1
25	2	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	7,9	2,1
26	1	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	5,6	4,4
26	2	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	5,6	4,4
26	3	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	5,6	4,4
26	4	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	5,6	4,4
26	5	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	5,6	4,4
27	1	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	3,9	6,1
27	2	2,00	0,00	2,00	40,00	6,00	3,9	6,1
27	3	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	3,9	6,1
28	1	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	8,1	1,9
28	2	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	8,1	1,9
29	1	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	10,0	0,0
29	2	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	10,0	0,0
29	3	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	10,0	0,0
30	1	2,00	0,00	2,00	40,00	6,00	8,4	1,6
30	2	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	8,4	1,6
30	3	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	8,4	1,6
31	1	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	5,9	4,1
31	2	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	5,9	4,1
32	1	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	10,0	0,0
32	2	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	10,0	0,0
32	3	2,00	0,00	2,00	40,00	5,00	10,0	0,0
32	4	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
33	1	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
33	2	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
34	1	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
34	2	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
35	1	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
35	2	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
35	3	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
35	4	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
36	1	4,00	4,00	0,00	80,00	8,00	10,0	0,0
36	2	4,00	4,00	0,00	80,00	8,00	10,0	0,0
37	1	4,00	4,00	0,00	80,00	8,00	10,0	0,0
37	2	4,00	4,00	0,00	80,00	8,00	10,0	0,0
37	3	4,00	4,00	0,00	80,00	8,00	10,0	0,0



(continuação)

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	Bicarbonato de sódio (g)	Água <i>Residuária I</i> (L)	Água da rede (L)
38	1	4,00	4,00	0,00	80,00	8,00	10,0	0,0
38	2	4,00	4,00	0,00	80,00	8,00	10,0	0,0
39	1	4,00	4,00	0,00	80,00	8,00	10,0	0,0
39	2	4,00	4,00	0,00	80,00	8,00	10,0	0,0
39	3	4,00	4,00	0,00	80,00	8,00	10,0	0,0
39	4	4,00	4,00	0,00	80,00	8,00	10,0	0,0

Os meios preparados a partir do lote L19 serviram para adaptação da biomassa e continham 1000 mgDQO/L.

**(c) Operação do ASBBR na Condição III****TABELA II.3** – Composição da *Água Residuária para Operação do Reator* para um volume fixo de 10 L

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	Bicarbonato de sódio (g)	Água Residuária I (L)	Água da rede (L)
40	1	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
40	2	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
41	1	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
41	2	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
42	1	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
42	2	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
42	3	4,00	0,00	4,00	80,00	8,00	10,0	0,0
42	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
42	5	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
42	6	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
43	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
43	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
43	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
43	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
44	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
44	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
45	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
45	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
45	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
46	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
46	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
46	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
46	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
47	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
47	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
48	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
48	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
48	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
48	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
48	5	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
48	6	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0

Os meios preparados a partir dos lotes L40 e L41 e os meios L42M1, L42M2 e L42M3 serviram para adaptação da biomassa e continham nutrientes.

**(d) Operação do ASBBR na *Condição IV*****TABELA II.4 – Composição da *Água Residuária para Operação do Reator* para um volume fixo de 10 L**

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	Bicarbonato de sódio (g)	<i>Água Residuária I</i> (L)	<i>Água da rede</i> (L)
49	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
49	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
50	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
50	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
50	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
50	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
50	5	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
51	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
51	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
51	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
51	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
51	5	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
52	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
52	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
52	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
52	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
52	5	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
53	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
53	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
53	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
53	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
54	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
54	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
54	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
54	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
54	5	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0

**(e) Operação do ASBBR na Condição V****TABELA II.5** – Composição da *Água Residuária para Operação do Reator* para um volume fixo de 10 L

Lote	Meio	Sacarose (g)	Extrato de carne (g)	Uréia (g)	Solução salina (mL)	Bicarbonato de sódio (g)	<i>Água Residuária I</i> (L)	<i>Água da rede</i> (L)
55	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
55	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
55	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
56	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
56	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
56	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
57	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
57	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
57	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
57	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
57	5	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
57	6	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
57	7	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
58	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
58	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
59	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
59	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
59	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
59	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
60	1	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
60	2	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
60	3	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
60	4	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0
60	5	0,00	0,00	0,00	0,00	8,00	10,0	0,0

**ANEXO III**  
**VARIÁVEIS MONITORADAS DO AFLUENTE**  
**(ÁGUA RESIDUÁRIA PARA OPERAÇÃO DO REATOR)**

**(a) Operação do ASBBR na *Condição I***

**TABELA III.1** – Concentração de substrato ( $C_{AF}$ ), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Lote	Meio	$C_{AF}$	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
1	1	1639,1	6,94	75,7	178,0	2,35	253,7	232,0	89,0
1	2	1719,1	7,81	130,5	73,7	0,56	204,2	68,0	155,9
1	3	1638,8	7,10	111,1	87,9	0,79	199,0	90,7	134,6
3	1	659,1	7,32	275,3	157,3	0,57	432,6	132,4	338,6
4	1	502,1	7,26	201,6	114,0	0,57	315,6	99,7	244,8
4	2	625,6	7,23	197,2	109,6	0,56	306,8	100,2	235,7
6	1	1052,7	7,73	200,9	117,9	0,59	318,9	108,5	241,8
6	2	949,3	7,49	187,8	131,0	0,70	318,9	117,5	235,4
6	3	1030,3	7,60	203,1	115,7	0,57	318,9	109,0	241,5
6	4	1041,1	7,72	198,7	120,1	0,60	318,9	113,5	238,3
7	1	932,7	-	-	-	-	-	-	-
7	2	1067,5	-	-	-	-	-	-	-
8	1	1108,2	7,72	170,3	126,6	0,74	296,9	128,8	205,4
8	2	1076,7	7,88	179,0	126,6	0,71	305,6	136,3	208,9
8	3	1061,7	-	-	-	-	-	-	-
9	1	1027,6	7,93	155,0	104,8	0,68	259,8	106,0	184,5
9	2	984,6	-	-	-	-	-	-	-
9	3	1095,6	7,74	163,2	103,7	0,64	266,9	106,3	191,4
10	1	1062,9	7,19	132,3	150,0	1,13	282,3	172,4	160,0
10	2	1073,8	-	-	-	-	-	-	-
10	3	1068,4	7,03	127,9	147,8	1,16	275,7	183,1	145,7
11	1	1025,5	8,13	172,0	119,1	0,69	291,2	135,1	195,2
11	2	1024,8	-	-	-	-	-	-	-
11	3	1026,1	8,07	175,2	122,0	0,70	297,1	131,1	204,0
12	1	1003,8	7,38	148,6	135,3	0,91	283,8	153,5	174,9
12	2	900,0	7,17	124,2	157,4	1,27	281,6	162,7	166,1
13	1	959,8	7,75	164,1	108,7	0,66	272,8	121,4	186,6
13	2	918,7	-	-	-	-	-	-	-

(continuação)

Lote	Meio	C <sub>AF</sub>	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
13	3	949,6	7,58	155,4	115,4	0,74	270,8	113,4	190,3
14	1	948,0	7,38	150,9	139,8	0,93	290,8	147,5	186,1
14	2	1000,8	7,40	148,7	137,6	0,93	286,3	143,5	184,5
14	3	999,2	7,64	155,4	139,8	0,90	295,2	148,0	190,1
14	4	980,2	-	-	-	-	-	-	-
15	1	989,8	-	-	-	-	-	-	-
15	2	976,3	7,67	154,1	121,8	0,79	276,0	117,2	192,8
15	3	1008,3	7,76	154,1	116,9	0,76	271,0	121,1	185,0
16	1	964,8	7,72	144,2	141,7	0,98	285,9	158,5	173,4
16	2	934,9	-	-	-	-	-	-	-
17	2	1016,5	7,52	154,1	144,2	0,94	298,3	156,0	187,5
17	3	856,3	-	-	-	-	-	-	-
17	4	1009,7	7,46	149,6	139,8	0,93	289,4	161,4	174,8
18	1	914,8	7,74	201,1	127,5	0,63	328,7	117,7	245,1
18	2	958,2	7,57	184,0	125,1	0,68	309,1	117,7	225,5

Unidades: C<sub>AF</sub> = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L; AVT = mgHAc/L

**TABELA III.2** – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
16	2	1498	658	32	20
18	1	1612	662	26	12

**(b) Operação do ASBBR na *Condição II***

**TABELA III.3** – Concentração de substrato ( $C_{AF}$ ), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Lote	Meio	$C_{AF}$	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
20	1	2222,7	7,28	330,5	350,9	1,06	681,4	429,3	376,6
20	2	2291,2	7,39	338,2	348,3	1,03	686,5	441,9	372,7
21	1	1925,7	-	-	-	-	-	-	-
21	3	2028,8	-	-	-	-	-	-	-
22	1	2000,8	6,84	226,8	314,0	1,38	540,7	364,8	281,7
22	2	2058,9	6,86	226,8	309,6	1,37	536,4	371,4	272,7
23	1	1852,0	-	-	-	-	-	-	-
23	2	1856,2	7,80	379,4	283,4	0,75	662,8	320,9	435,0
23	3	1869,2	-	-	-	-	-	-	-
24	1	2128,4	6,90	244,2	314,0	1,29	558,2	337,1	318,8
24	2	-	6,80	244,2	314,0	1,29	558,2	350,3	309,5
25	1	2307,1	-	-	-	-	-	-	-
25	2	2014,2	7,20	270,4	279,1	1,03	549,5	289,0	344,3
25	3	2030,8	7,06	261,6	300,9	1,15	562,5	324,0	332,5
26	3	2052,2	7,40	270,7	244,5	0,90	515,1	244,5	341,5
26	4	2044,5	7,43	279,4	244,5	0,88	523,8	248,8	347,2
26	5	2083,1	7,43	279,4	244,5	0,88	523,8	251,0	345,6
27	1	2119,4	7,58	270,7	179,0	0,66	449,6	135,3	353,5
27	2	2069,6	-	-	-	-	-	-	-
27	3	2000,9	-	-	-	-	-	-	-
28	1	2064,0	7,23	285,5	232,8	0,82	518,3	200,4	376,0
28	2	2006,4	7,27	281,1	232,8	0,83	513,9	211,3	363,8
29	1	2123,6	7,39	298,7	263,5	0,88	562,2	257,1	379,7
29	2	2103,8	7,37	289,9	254,7	0,88	544,6	248,3	368,3
29	3	2022,4	-	-	-	-	-	-	-
30	2	1953,0	7,17	275,2	257,8	0,94	533,0	250,5	355,2
30	3	1977,0	-	-	-	-	-	-	-
31	1	2039,5	-	-	-	-	-	-	-
32	4	1589,5	7,87	489,3	229,2	0,47	718,5	154,9	608,5
33	1	1398,2	-	-	-	-	-	-	-
33	2	1378,9	7,99	509,2	208,1	0,41	717,3	143,2	615,6
33	3	1340,5	7,97	504,8	217,0	0,43	721,7	136,0	625,1
33	4	1376,8	7,84	495,9	212,5	0,43	708,4	143,2	606,8

(continuação)

Lote	Meio	C <sub>AF</sub>	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
34	1	2040,1	7,72	478,2	248,0	0,52	726,2	184,9	594,9
34	2	2054,0	8,39	615,5	172,7	0,28	788,1	210,9	638,4
35	1	1194,5	7,93	480,8	182,7	0,38	663,6	112,8	583,5
35	2	1208,4	7,89	471,2	187,5	0,40	658,8	110,8	580,1
35	3	1291,2	7,81	480,8	182,7	0,38	663,6	124,1	575,5
35	4	1177,6	7,71	452,0	202,0	0,45	654,0	117,5	570,6
36	1	1909,8	7,77	471,2	230,8	0,49	702,0	173,2	579,1
36	2	1936,2	7,67	476,0	218,9	0,46	694,9	155,7	584,3
37	1	1976,0	7,85	490,2	238,0	0,49	728,2	197,5	588,0
37	2	1937,2	7,85	485,5	242,7	0,50	728,2	188,6	594,3
37	3	1936,3	7,76	476,0	247,5	0,52	723,5	190,5	588,2
38	1	1743,6	7,85	466,4	228,5	0,49	694,9	149,4	588,8
39	1	2325,4	7,48	495,6	317,2	0,64	812,7	286,0	609,7
39	2	2222,4	7,49	505,5	307,2	0,61	812,7	276,0	616,8
39	3	2204,0	-	-	-	-	-	-	-
39	4	2259,2	7,50	505,5	312,2	0,62	817,7	281,0	618,2

Unidades: C<sub>AF</sub> = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L; AVT = mgHAc/L

**TABELA III.4** – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
22	1	2330	1090	74	26
23	1	2546	1102	92	32
25	2	2442	1132	66	20
26	4	2376	1250	56	20
28	1	2486	1230	36	26
29	1	2778	1184	58	20
33	3	3258	1766	54	42
34	1	3424	1658	80	44
35	2	2966	1470	56	40
35	4	3158	1412	70	28
37	1	3586	1718	46	36
37	3	3650	1682	62	26



**(c) Operação do ASBBR na Condição III**

**TABELA III.5** – Concentração de substrato ( $C_{AF}$ ), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Lote	Meio	$C_{AF}$	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
42	4	781,7	7,83	428,4	175,9	0,41	604,2	84,3	544,4
42	5	774,4	7,72	414,8	189,4	0,46	604,2	67,2	556,5
42	6	700,5	7,77	423,9	180,4	0,43	604,2	71,0	553,8
43	1	522,1	7,91	423,9	198,4	0,47	622,3	104,2	548,3
43	2	549,8	7,90	432,9	193,9	0,45	626,8	118,4	542,7
43	3	546,5	8,01	442,3	175,6	0,40	617,9	102,1	545,4
43	4	554,1	7,95	445,7	175,6	0,39	621,3	106,6	545,6
44	1	858,0	7,86	452,4	206,0	0,46	658,4	130,7	565,6
44	2	902,8	7,80	449,1	212,7	0,47	661,8	133,4	567,1
45	1	926,9	7,79	488,9	230,0	0,47	718,9	149,1	613,1
45	2	939,3	7,88	503,2	230,0	0,46	733,3	149,5	627,1
45	3	937,7	7,72	474,5	244,4	0,52	718,9	168,3	599,4
46	1	-	7,83	488,9	262,4	0,54	751,3	192,9	614,3
46	2	1072,0	-	-	-	-	-	-	-
46	3	1110,4	7,74	427,9	236,6	0,55	664,5	179,8	536,8
46	4	1084,3	7,71	437,6	236,6	0,54	674,2	190,7	538,9
47	1	962,8	7,60	421,4	233,4	0,55	654,8	171,0	533,4
48	1	1006,9	7,64	414,9	207,5	0,50	622,4	135,5	526,2
48	2	-	7,55	418,2	207,5	0,50	625,6	150,5	518,7
48	3	1031,3	-	-	-	-	-	-	-
48	4	1075,1	7,52	498,5	259,6	0,52	758,1	185,6	626,3
48	5	1039,0	-	-	-	-	-	-	-

Unidades:  $C_{AF}$  = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L; AVT = mgHAc/L

**TABELA III.6** – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
42	5	1640	598	28	18
43	4	1902	736	22	18
45	3	2094	888	24	14
47	1	2236	934	26	16

**(d) Operação do ASBBR na *Condição IV***

**TABELA III.7** – Concentração de substrato ( $C_{AF}$ ), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Lote	Meio	$C_{AF}$	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
49	1	926,4	-	-	-	-	-	-	-
50	1	619,9	-	-	-	-	-	-	-
50	2	780,5	7,75	435,2	211,0	0,48	646,2	127,0	556,0
50	3	805,0	7,69	430,8	215,4	0,50	646,2	123,5	558,5
50	4	763,5	7,73	448,4	202,2	0,45	650,6	122,3	563,8
50	5	720,5	7,70	430,8	215,4	0,50	646,2	123,5	558,5
51	1	-	7,70	439,6	237,4	0,54	677,0	153,6	567,9
51	5	-	7,93	558,6	215,6	0,39	774,2	150,2	667,6
52	1	697,3	-	-	-	-	-	-	-
52	2	591,9	7,87	443,6	137,5	0,31	581,1	74,2	528,5
52	3	586,8	7,86	434,7	146,4	0,34	581,1	73,0	529,3
52	4	615,9	7,95	448,0	128,6	0,29	576,7	76,5	522,4
52	5	-	7,94	443,6	142,0	0,32	585,6	71,3	534,9
53	2	1594,7	-	-	-	-	-	-	-
53	3	1276,7	-	-	-	-	-	-	-
54	2	962,2	-	-	-	-	-	-	-
54	3	980,8	-	-	-	-	-	-	-
54	4	951,7	7,92	500,8	210,6	0,42	711,4	149,8	605,1
54	5	926,4	7,89	496,1	205,9	0,42	702,0	141,2	601,8

Unidades:  $C_{AF}$  = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L; AVT = mgHAc/L

**TABELA III.8** – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
50	3	1802	684	80	46
50	5	1920	746	86	36
52	5	1706	736	62	30

**(e) Operação do ASBBR na Condição V****TABELA III.9** – Concentração de substrato ( $C_{AF}$ ), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Lote	Meio	$C_{AF}$	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
55	1	1088,2	-	-	-	-	-	-	-
55	2	1011,8	7,51	459,7	232,2	0,51	691,9	171,4	570,2
55	3	995,9	7,59	455,0	227,5	0,50	682,4	176,0	557,5
56	1	1151,0	7,93	473,9	255,9	0,54	729,8	192,9	592,8
56	2	1138,5	7,88	473,9	265,4	0,56	739,3	187,1	606,5
56	3	1114,3	8,01	502,4	246,4	0,49	748,8	192,4	612,2
57	1	995,4	7,94	505,4	243,0	0,48	748,4	189,7	613,6
57	2	1030,0	7,90	505,4	257,6	0,51	762,9	201,7	619,7
57	3	968,4	7,88	510,2	247,8	0,49	758,1	204,0	613,2
57	4	1015,6	7,79	485,9	267,3	0,55	753,2	200,0	611,2
57	5	965,0	7,74	505,4	252,7	0,50	758,1	197,7	617,7
57	6	1043,4	7,85	467,5	233,7	0,50	701,2	189,5	566,7
57	7	987,5	7,73	445,0	242,7	0,55	687,7	163,6	571,6
58	1	974,9	7,31	427,0	386,6	0,91	813,6	170,9	692,3
58	2	910,9	7,27	355,1	278,7	0,78	633,8	149,1	527,9
59	1	851,9	6,93	255,3	349,9	1,37	605,3	186,6	472,8
59	2	822,3	6,94	269,5	349,9	1,30	619,4	193,8	481,8
59	3	796,6	7,06	279,0	354,6	1,27	633,6	195,2	495,0
59	4	722,9	-	-	-	-	-	-	-
60	1	1123,4	-	-	-	-	-	-	-
60	2	1016,4	7,59	463,4	255,3	0,55	718,7	189,5	584,2
60	3	1040,3	7,53	468,1	255,3	0,55	723,5	193,8	585,9
60	4	979,6	-	-	-	-	-	-	-

Unidades:  $C_{AF}$  = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L; AVT = mgHAc/L**TABELA III.10** – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV)

Lote	Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
57	2	2510	948	20	20
57	4	2414	898	22	22
60	3	2254	926	28	18

## ANEXO IV

### VARIÁVEIS MONITORADAS DO EFLUENTE

#### (a) Operação do ASBBR na *Condição I*

**TABELA IV.1** – Concentração de substrato ( $C_{ST}$  e  $C_{SS}$ ), eficiência de remoção de matéria orgânica ( $\epsilon_T$  e  $\epsilon_S$ ), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Tempo	$C_{ST}$	$\epsilon_T$	$C_{SS}$	$\epsilon_S$	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
-	-	-	-	-	7,45	852,2	214,1	0,25	1066,3	25,4	1048,2
-	-	-	-	-	7,50	498,2	135,5	0,27	633,7	20,1	619,4
-	-	-	-	-	7,37	298,0	87,7	0,29	385,7	15,8	374,5
-	-	-	-	-	7,19	330,9	72,3	0,22	403,2	16,2	391,8
1	106,2	89,6	78,2	92,3	7,28	406,2	111,4	0,27	517,6	34,9	492,8
2	150,7	85,2	114,7	88,7	7,26	349,4	100,5	0,29	449,9	13,8	440,1
3	140,0	86,3	111,6	89,0	7,21	356,0	98,3	0,28	454,3	16,3	442,7
4	134,3	86,8	107,7	89,4	7,23	340,7	104,8	0,31	445,5	15,5	434,5
7	150,5	85,2	127,9	87,4	-	-	-	-	-	-	-
8	160,5	84,2	126,0	87,6	7,28	366,7	100,4	0,27	467,1	23,8	450,3
9	159,3	84,4	142,4	86,0	7,44	362,4	87,3	0,24	449,7	20,2	435,3
10	164,0	83,9	142,0	86,1	-	-	-	-	-	-	-
11	156,1	84,7	118,8	88,3	7,33	342,7	100,4	0,29	443,1	18,9	429,7
15	143,2	85,9	121,5	88,1	7,23	308,8	83,8	0,27	392,6	15,7	381,4
16	132,1	87,0	118,0	88,4	7,29	313,2	79,4	0,25	392,6	19,7	378,6
22	146,3	85,6	126,1	87,6	7,35	345,9	95,4	0,28	441,3	19,0	427,8
23	142,2	86,0	118,7	88,3	7,34	308,2	133,0	0,43	441,3	25,1	423,5
24	146,4	85,6	113,5	88,9	7,19	434,6	88,7	0,20	523,3	22,9	507,1
25	147,5	85,5	120,6	88,2	7,53	470,6	139,8	0,30	610,4	19,2	596,7
29	188,2	81,5	162,9	84,0	7,47	443,9	137,6	0,31	581,5	20,7	566,9
30	203,0	80,1	190,9	81,3	7,36	443,9	128,7	0,29	572,7	20,8	557,9
31	185,5	81,8	172,7	83,0	7,36	439,5	97,7	0,22	537,1	24,4	519,8
32	167,4	83,6	145,2	85,7	7,77	435,1	136,7	0,31	571,8	27,6	552,2
33	196,4	80,7	173,4	83,0	-	-	-	-	-	-	-
36	152,8	85,0	132,2	87,0	7,37	435,1	136,7	0,31	571,8	27,6	552,2
37	127,1	87,5	114,4	88,8	7,43	420,2	136,7	0,33	556,9	18,3	543,9
38	149,9	85,3	132,5	87,0	-	-	-	-	-	-	-
39	218,9	78,5	186,2	81,7	-	-	-	-	-	-	-
40	225,6	77,8	212,4	79,1	-	-	-	-	-	-	-

(continuação)

Tempo	C <sub>ST</sub>	ε <sub>T</sub>	C <sub>SS</sub>	ε <sub>S</sub>	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
42	194,9	80,9	167,0	83,6	-	-	-	-	-	-	-
43	-	-	-	-	7,52	561,7	171,7	0,31	733,4	50,2	697,7
45	229,4	77,5	204,3	79,9	7,40	480,7	147,2	0,31	627,9	44,3	596,4
46	215,1	78,9	187,4	81,6	7,55	446,4	137,4	0,31	583,8	31,4	561,4

Unidades: Tempo = dia; C<sub>ST</sub> e C<sub>SS</sub> = mgDQO/L; ε<sub>T</sub> e ε<sub>S</sub> = %; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L; AVT = mgHAc/L

**TABELA IV.2** – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV)

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
36	1234	398	70	64
39	1136	360	58	48

**TABELA IV.3** – Volume de efluente descarregado

Tempo (dia)	Descarga (L)
2	1,55
4	1,65
5	1,53
7	1,78
8	1,80
9	1,64
10	1,64
22	1,65
23	1,62
24	1,62
29	1,79
30	1,72
31	1,74
32	1,74
33	1,73

(continuação)

Tempo	Descarga
(dia)	(L)
37	1,73
38	1,74
39	1,74
40	1,74
43	1,78
44	1,88
45	1,78
45	1,68
46	1,58

**(b) Operação do ASBBR na *Condição II***

**TABELA IV.4** – Concentração de substrato ( $C_{ST}$  e  $C_{SS}$ ), eficiência de remoção de matéria orgânica ( $\epsilon_T$  e  $\epsilon_S$ ), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Tempo	$C_{ST}$	$\epsilon_T$	$C_{SS}$	$\epsilon_S$	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
1	671,8	69,8	640,1	71,2	7,32	584,8	350,9	0,60	935,7	291,2	728,9
2	697,2	69,6	684,8	70,1	-	-	-	-	-	-	-
5	608,6	70,0	562,1	72,3	7,35	540,7	331,4	0,61	872,1	246,2	697,4
6	596,1	70,2	564,4	71,8	7,33	532,0	318,3	0,60	850,3	248,4	674,0
7	691,0	66,4	647,8	68,5	7,35	532,0	314,0	0,59	846,0	272,5	652,5
8	690,4	62,7	654,8	64,6	7,48	662,8	300,9	0,45	963,7	195,6	824,8
8	632,4	65,9	629,7	66,1	-	-	-	-	-	-	-
12	665,4	64,4	600,0	67,9	7,39	658,5	309,6	0,47	968,1	214,5	815,8
13	-	-	-	-	7,18	588,7	423,0	0,72	1011,7	389,7	735,0
14	813,8	64,7	770,5	66,6	7,30	697,7	357,6	0,51	1055,3	218,9	899,9
15	617,0	69,4	575,6	71,4	7,35	680,3	322,7	0,47	1003,0	177,3	877,1
19	569,1	72,6	495,2	76,2	7,27	628,6	305,6	0,49	934,2	179,0	807,1
20	657,6	68,0	607,5	70,4	7,30	593,7	327,4	0,55	921,1	209,5	772,3
21	628,4	69,3	582,6	71,5	7,32	593,7	314,3	0,53	908,0	246,6	732,9
22	610,6	70,7	589,2	71,7	7,20	550,0	349,2	0,63	899,3	227,0	738,1
23	-	-	-	-	7,14	515,1	331,8	0,64	846,9	213,9	695,0
26	552,2	72,4	507,1	74,7	7,20	540,2	311,8	0,58	852,1	204,8	706,7
27	583,1	71,7	516,1	75,0	7,36	623,7	311,8	0,50	935,5	217,8	780,8
28	626,5	68,8	575,0	71,3	7,29	610,5	329,4	0,54	939,9	178,6	813,1
29	666,4	68,6	612,2	71,2	7,39	667,6	311,8	0,47	979,4	169,9	858,8
30	673,7	68,0	606,5	71,2	-	-	-	-	-	-	-
32	-	-	-	-	7,16	646,6	401,9	0,62	1048,5	244,0	875,3
33	621,6	68,2	584,7	70,1	-	-	-	-	-	-	-
35	692,3	65,0	656,6	66,8	-	-	-	-	-	-	-
37	389,7	75,5	366,4	76,9	7,52	855,1	255,7	0,30	1110,8	73,1	1058,9
40	427,8	69,4	376,7	73,1	7,61	983,0	305,5	0,31	1288,5	96,3	1220,1
41	408,6	70,4	355,6	74,2	7,57	1000,7	292,2	0,29	1292,9	70,3	1243,0
42	442,8	67,0	382,0	71,5	7,53	983,0	318,8	0,32	1301,8	87,2	1239,8
43	467,5	66,0	411,2	70,1	7,51	960,8	332,1	0,35	1292,9	106,1	1217,8
44	724,1	64,6	641,9	68,6	7,76	1036,1	248,0	0,24	1284,1	220,6	1127,4
47	682,3	66,8	557,8	72,8	7,50	908,8	360,6	0,40	1269,4	160,6	1155,4
48	380,0	68,2	329,7	72,4	7,61	961,7	278,9	0,29	1240,6	67,0	1193,0
49	401,1	66,8	353,9	70,7	7,59	894,4	331,8	0,37	1226,2	75,6	1172,5



(continuação)

Tempo	C <sub>ST</sub>	ε <sub>T</sub>	C <sub>SS</sub>	ε <sub>S</sub>	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
50	377,7	70,7	328,7	74,5	7,56	884,8	336,6	0,38	1221,4	77,6	1166,2
51	395,7	66,4	327,1	72,2	7,53	865,5	346,2	0,40	1211,7	78,3	1156,1
54	713,9	62,6	592,6	69,0	7,23	618,7	295,1	0,48	913,8	145,6	810,5
55	631,6	67,4	565,1	70,8	7,17	623,5	261,8	0,42	885,3	137,4	787,8
56	708,7	64,1	623,2	68,5	7,22	699,7	333,2	0,48	1032,8	138,0	934,9
57	773,6	60,1	738,1	61,9	7,15	704,4	342,7	0,49	1047,1	158,3	934,8
58	752,0	61,2	667,6	65,5	7,19	685,4	361,7	0,53	1047,1	168,4	927,6
61	615,3	64,7	489,1	71,9	7,35	723,5	317,2	0,44	1040,7	137,4	943,1
62	757,6	67,4	647,3	72,2	7,31	773,1	361,8	0,47	1134,8	217,3	980,5
63	718,1	67,7	633,7	71,5	7,30	783,0	361,8	0,46	1144,7	182,3	1015,3
64	743,1	66,3	635,2	71,2	7,21	763,2	376,6	0,49	1139,8	192,3	1003,2
65	756,8	66,5	611,0	73,0	7,19	768,1	391,5	0,51	1159,6	187,3	1026,6

Unidades: Tempo = dia; C<sub>ST</sub> e C<sub>SS</sub> = mgDQO/L; ε<sub>T</sub> e ε<sub>S</sub> = %; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L;

AVT = mgHAc/L

**TABELA IV.5** – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV)

Tempo	ST	SVT	SST	SSV
(dia)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)
5	2134	1102	80	70
7	2218	972	128	66
20	2122	1040	72	44
22	1908	858	72	64
26	1832	866	76	76
28	1964	782	82	56
41	2108	880	112	100
44	2280	928	118	98
48	1944	670	100	96
55	2434	940	102	76
57	2658	932	108	62
59	2560	956	94	72

**TABELA IV.6 – Volume de efluente descarregado**

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	1,79
2	1,80
5	1,77
6	1,74
8	1,75
8	1,74
12	1,78
13	1,78
14	1,72
15	1,72
19	1,69
20	1,69
21	1,69
22	1,69
23	1,69
26	1,69
27	1,69
28	1,69
29	1,68
30	1,69
33	1,69
35	1,68
37	1,68
40	1,68
41	1,69
42	1,66
43	1,68
44	1,60
47	1,60
48	1,60
49	1,54
50	1,54
51	1,54
54	1,54
55	1,55

(continuação)

Tempo (dia)	Descarga (L)
58	1,55
61	1,55
63	1,55
65	1,51

**(c) Operação do ASBBR na Condição III**

**TABELA IV.7** – Concentração de substrato ( $C_{ST}$  e  $C_{SS}$ ), eficiência de remoção de matéria orgânica ( $\epsilon_T$  e  $\epsilon_S$ ), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Tempo	$C_{ST}$	$\epsilon_T$	$C_{SS}$	$\epsilon_S$	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
1	265,6	66,0	216,0	72,4	7,37	532,1	221,0	0,42	753,0	18,9	739,6
2	213,2	72,5	182,8	76,4	7,35	478,0	207,4	0,43	685,4	17,5	673,0
3	192,9	72,5	169,0	75,9	7,33	505,0	166,8	0,33	671,9	17,0	659,8
4	173,3	66,8	151,8	70,9	7,50	478,0	166,8	0,35	644,8	20,8	630,0
7	153,1	72,2	124,4	77,4	7,40	428,8	145,2	0,34	574,0	19,7	560,0
8	162,2	70,3	147,5	73,0	7,42	449,1	151,9	0,34	601,0	20,1	586,8
9	147,2	73,4	124,5	77,5	7,41	452,4	158,7	0,35	611,1	19,6	597,2
11	202,7	76,4	174,0	79,7	7,44	547,0	172,2	0,31	719,2	20,2	704,9
14	216,6	76,0	168,9	81,3	7,37	546,4	176,1	0,32	722,5	27,8	702,8
16	231,1	75,1	190,1	79,5	7,40	550,0	190,5	0,35	740,5	24,3	723,2
17	230,7	75,4	191,6	79,6	7,32	567,9	194,1	0,34	762,0	24,6	744,6
18	235,3	74,9	195,0	79,2	7,30	532,0	204,9	0,39	736,9	24,4	719,6
22	198,4	81,5	165,4	84,6	7,34	447,3	162,1	0,36	609,4	21,2	594,4
24	240,1	78,4	210,0	81,1	7,40	554,3	184,8	0,33	739,1	24,3	721,8
25	228,3	78,9	200,8	81,5	7,38	531,6	168,6	0,32	700,2	25,0	682,4
26	206,8	78,5	178,5	81,5	7,36	557,5	165,3	0,30	722,9	24,6	705,4
28	231,2	77,0	193,4	80,8	7,24	486,2	168,6	0,35	654,8	34,1	630,6
30	280,5	72,8	255,4	75,2	-	-	-	-	-	-	-
31	260,2	75,8	246,2	77,1	-	-	-	-	-	-	-
32	269,6	74,1	244,3	76,5	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: Tempo = dia;  $C_{ST}$  e  $C_{SS}$  = mgDQO/L;  $\epsilon_T$  e  $\epsilon_S$  = %; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L;

AVT = mgHAc/L

**TABELA IV.8** – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV)

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
1	1548	632	62	58
3	1630	700	70	64
8	1672	564	62	52
17	1808	686	66	58
25	1888	652	82	68
29	1974	714	94	70
31	1694	648	60	60

**TABELA IV.9** – Volume de efluente descarregado

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	1,74
2	2,05
3	2,05
4	2,05
5	2,03
6	2,00
8	2,00
9	2,00
11	2,02
12	2,01
13	2,01
15	2,01
16	2,02
17	2,00
18	1,96
19	1,95
20	2,04
22	2,05

(continuação)

Tempo (dia)	Descarga (L)
24	2,00
25	2,04
27	2,00
28	2,00
30	1,98
31	2,00
32	1,96

**(d) Operação do ASBBR na *Condição IV*****TABELA IV.10** – Concentração de substrato ( $C_{ST}$  e  $C_{SS}$ ), eficiência de remoção de matéria orgânica ( $\epsilon_T$  e  $\epsilon_S$ ), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Tempo	$C_{ST}$	$\epsilon_T$	$C_{SS}$	$\epsilon_S$	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
1	201,6	78,2	173,8	81,2	-	-	-	-	-	-	-
4	182,1	70,6	147,8	76,2	7,29	492,4	184,6	0,38	677,0	18,6	663,8
5	191,8	75,4	160,7	79,4	7,35	509,9	180,2	0,35	690,2	19,3	676,5
8	181,4	77,5	155,4	80,7	7,45	527,5	167,0	0,32	694,6	17,8	682,0
11	175,6	77,0	160,4	79,0	7,38	505,5	171,4	0,34	677,0	18,8	663,6
15	192,1	73,3	168,7	76,6	7,33	501,1	180,2	0,36	681,4	18,8	668,0
16	-	-	-	-	7,36	686,0	210,7	0,31	896,7	23,3	880,2
17	-	-	-	-	7,48	720,3	156,8	0,22	877,1	24,9	859,5
18	163,4	76,6	153,4	78,0	7,38	461,3	128,6	0,28	590,0	16,3	578,4
19	175,1	70,4	162,8	72,5	7,47	505,7	128,6	0,25	634,4	17,8	621,7
20	178,5	69,6	168,3	71,3	7,48	510,1	119,8	0,23	629,9	17,4	617,6
23	189,9	69,2	162,7	73,6	7,53	505,7	133,1	0,26	638,8	29,8	617,6
26	325,5	79,6	298,9	81,3	-	-	-	-	-	-	-
27	316,3	75,2	300,2	76,5	-	-	-	-	-	-	-
30	259,4	73,0	234,3	75,6	-	-	-	-	-	-	-
34	310,4	68,4	252,5	74,3	7,56	674,0	149,8	0,22	823,7	20,8	808,9
35	277,3	71,7	232,7	76,3	7,39	697,4	182,5	0,26	879,9	22,1	864,2

Unidades: Tempo = dia;  $C_{ST}$  e  $C_{SS}$  = mgDQO/L;  $\epsilon_T$  e  $\epsilon_S$  = %; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L;

**TABELA IV.11** – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV)

Tempo	ST	SVT	SST	SSV
(dia)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)
19	1464	600	66	64
23	1542	652	68	38
34	1820	670	56	58

**TABELA IV.12 – Volume de efluente descarregado**

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	2,15
4	2,15
5	2,15
8	2,25
11	2,20
15	2,27
18	2,22
19	2,22
20	2,25
23	2,15
26	2,15
30	2,12
34	2,12
35	2,15



**(e) Operação do ASBBR na Condição V**

**TABELA IV.13** – Concentração de substrato ( $C_{ST}$  e  $C_{SS}$ ), eficiência de remoção de matéria orgânica ( $\epsilon_T$  e  $\epsilon_S$ ), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Tempo	$C_{ST}$	$\epsilon_T$	$C_{SS}$	$\epsilon_S$	pH	AP	AI	AI/AP	AT	AVT	AB
1	184,1	83,1	168,4	84,5	7,40	559,2	184,8	0,33	744,1	18,3	731,1
2	-	-	-	-	7,36	673,0	189,6	0,28	862,5	21,5	847,2
8	211,1	81,7	192,0	83,3	7,67	431,3	137,4	0,32	568,7	15,4	557,7
9	201,7	82,3	185,7	83,7	7,66	464,4	113,7	0,24	578,2	18,3	565,2
12	215,6	80,7	205,8	81,5	7,61	466,5	136,1	0,29	602,6	22,2	586,8
13	224,4	77,5	200,8	79,8	7,71	485,9	145,8	0,30	631,7	19,9	617,6
14	222,2	78,4	204,8	80,1	7,73	520,0	145,8	0,28	665,7	20,3	651,4
15	226,3	76,6	212,6	78,0	7,78	544,3	155,5	0,29	699,8	24,5	682,4
16	220,4	78,3	205,3	79,8	7,81	544,3	150,6	0,28	694,9	22,9	678,6
19	234,7	75,7	199,5	79,3	7,79	525,9	139,3	0,26	665,3	21,9	649,7
20	222,3	78,7	195,8	81,2	7,81	512,4	161,8	0,32	674,2	18,3	661,3
21	217,5	78,0	198,8	79,9	7,33	395,6	256,2	0,65	651,8	25,4	633,7
23	208,4	78,6	187,8	80,7	7,33	377,6	251,7	0,67	629,3	28,7	608,9
26	222,8	75,5	194,8	78,6	7,27	340,5	274,3	0,81	614,7	20,2	600,4
27	186,5	78,1	179,7	78,9	7,35	326,3	264,8	0,81	591,1	13,9	581,2
28	185,3	77,5	168,0	79,6	-	-	-	-	-	-	-
29	176,8	77,8	171,7	78,4	-	-	-	-	-	-	-
30	175,5	75,7	159,7	77,9	-	-	-	-	-	-	-
33	215,1	80,9	202,8	81,9	7,73	487,0	146,6	0,30	633,6	21,6	618,3
34	232,6	77,1	209,1	79,4	-	-	-	-	-	-	-
35	233,6	77,5	204,7	80,3	-	-	-	-	-	-	-
36	232,0	76,3	198,7	79,7	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: Tempo = dia;  $C_{ST}$  e  $C_{SS}$  = mgDQO/L;  $\epsilon_T$  e  $\epsilon_S$  = %; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L;

AVT = mgHAc/L

**TABELA IV.14** – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV)

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
13	1864	580	58	66
15	1800	586	46	50
27	1624	628	32	28
29	1628	656	44	38
34	1650	550	48	36

**TABELA IV.15** – Volume de efluente descarregado

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	0,75
2	1,28
5	1,22
8	0,87
9	0,89
12	1,00
13	0,85
14	0,87
15	0,94
16	0,94
19	0,94
20	0,86
21	0,86
23	0,93
26	0,91
28	0,84
30	0,86
33	0,91
34	0,86
35	0,90
36	0,86

## ANEXO V

**VARIÁVEIS MONITORADAS DO EFLUENTE NOS PERFIS AO LONGO DE UM  
CICLO DE OPERAÇÃO**

**(a) Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na *Condição I***

**TABELA V.1 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C<sub>S</sub>)**

Tempo (h)	Ensaio 1 (96º ciclo)		Ensaio 2 (135º ciclo)	
	Cs	Cs'	Cs	Cs'
	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)
0,00	724,8	664,6	604,3	664,6
0,50	563,0	516,2	480,2	528,1
1,00	486,2	445,8	427,1	469,7
1,50	423,0	387,8	402,9	443,1
2,00	378,7	347,2	399,3	439,1
2,50	332,4	304,8	397,2	436,8
3,00	303,5	278,3	332,9	366,1
4,00	251,3	230,4	298,4	328,2
5,50	191,4	175,5	261,4	287,5
7,50	143,0	131,1	203,3	223,6

**TABELA V.2 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)**

Tempo	Ensaio 1 (99º ciclo)							Ensaio 2 (120º ciclo)						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,30	200,0	136,7	336,7	0,68	249,6	122,6	7,31	238,0	161,8	399,8	0,68	302,3	137,4
0,50	7,18	241,7	166,7	408,3	0,69	295,6	158,8	7,23	289,9	191,3	481,2	0,66	369,7	157,0
1,00	7,19	277,5	186,7	464,2	0,67	347,5	164,3	7,19	318,5	215,5	534,0	0,68	410,0	174,6
1,50	7,21	325,0	190,0	515,0	0,58	399,2	163,2	7,21	348,8	231,1	579,9	0,66	446,9	187,3
2,00	7,29	317,5	195,8	513,3	0,62	404,5	153,2	7,26	368,7	230,2	598,9	0,62	475,2	174,3
2,50	7,32	357,5	182,5	540,0	0,51	441,4	138,8	7,32	381,7	237,1	618,8	0,62	495,4	173,9



**TABELA V.4** – Perfis de concentração ( $[\text{CH}_4]$  e  $[\text{CO}_2]$ ) e fração molar ( $Y_{\text{CH}_4}$  e  $Y_{\text{CO}_2}$ ) de metano e dióxido de carbono

Tempo (h)	Ensaio 1 (117º ciclo)				Ensaio 2 (132º ciclo)			
	$[\text{CH}_4]$	$[\text{CO}_2]$	$Y_{\text{CH}_4}$	$Y_{\text{CO}_2}$	$[\text{CH}_4]$	$[\text{CO}_2]$	$Y_{\text{CH}_4}$	$Y_{\text{CO}_2}$
	(mMol/L)	(mMol/L)	(%)	(%)	(mMol/L)	(mMol/L)	(%)	(%)
0,00	0,000	0,036	0,0	100,0	0,032	0,147	17,9	82,1
0,50	0,162	0,448	26,5	73,5	0,120	0,405	22,8	77,2
1,00	0,406	0,766	34,6	65,4	0,295	0,689	30,0	70,0
1,50	0,829	1,059	43,9	56,1	0,562	0,902	38,4	61,6
2,00	1,256	1,173	51,7	48,3	0,924	1,007	47,9	52,1
2,50	1,790	1,335	57,3	42,7	1,113	1,078	50,8	49,2
3,00	2,257	1,432	61,2	38,8	1,283	1,120	53,4	46,6
4,00	3,010	1,547	66,1	33,9	1,676	1,170	58,9	41,1
5,00	3,577	1,606	69,0	31,0	1,946	1,259	60,7	39,3
6,00	4,155	1,696	71,0	29,0	1,930	1,288	60,0	40,0
7,50	4,484	1,783	71,6	28,4	2,016	1,329	60,3	39,7

**(b) Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na *Condição II*****TABELA V.5 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C<sub>s</sub>)**

Tempo (h)	Ensaio 1 (72º ciclo)		Ensaio 2 (102º ciclo)	
	Cs	Cs'	Cs	Cs'
	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)
0,00	1473,0	1532,5	1591,9	1532,5
0,50	1263,8	1314,8	1409,5	1356,9
1,00	1196,6	1244,9	1244,6	1198,1
1,50	1058,7	1101,4	1150,5	1107,5
2,00	1042,2	1084,3	1107,7	1066,3
2,50	997,2	1037,4	1083,7	1043,2
3,00	841,2	875,2	1017,0	979,0
4,00	785,2	816,9	941,8	906,6
5,50	761,3	792,0	827,5	796,6
7,50	545,5	567,5	656,6	632,1

**TABELA V.6 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)**

Tempo	Ensaio 1 (75º ciclo)							Ensaio 2 (96º ciclo)						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,10	330,7	219,8	550,4	0,66	443,4	150,8	7,09	361,3	275,4	636,6	0,76	474,1	229,0
0,50	6,95	383,0	291,6	674,7	0,76	517,8	221,0	7,05	417,5	335,6	753,1	0,80	553,8	280,8
1,00	6,83	380,0	352,2	732,2	0,93	523,5	293,9	7,04	457,0	372,1	829,1	0,81	608,3	310,9
1,50	6,78	374,8	394,3	769,2	1,05	517,5	354,4	7,07	508,3	392,8	901,2	0,77	669,3	326,6
2,00	6,78	362,5	415,9	778,4	1,15	501,4	390,1	7,12	527,1	400,7	927,8	0,76	678,0	351,8
2,50	6,78	355,3	433,4	788,7	1,22	506,9	396,9	7,16	534,0	405,7	939,7	0,76	711,1	321,9
3,00	6,85	365,6	425,1	790,7	1,16	509,5	396,0	7,17	540,9	414,6	955,4	0,77	729,0	318,9
4,00	6,90	374,8	419,0	793,8	1,12	519,8	385,9	7,19	568,5	392,8	961,4	0,69	755,4	290,1
5,50	6,99	422,1	391,3	813,3	0,93	606,2	291,7	7,22	604,1	360,3	964,3	0,60	794,2	239,6
7,50	7,12	488,8	346,1	834,9	0,71	678,3	220,5	7,27	646,5	311,9	958,4	0,48	814,0	203,5

Unidades: Tempo = h; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L; AVT = mgHAc/L

**TABELA V.7 – Perfil de concentração média de ácidos voláteis intermediários**

Tempo (h)	Ácidos Intermediários e Totais (72° e 102° ciclos)							
	(mg/L)							
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Valérico	Capróico	Totais
0,0	230,7282	12,8424	4,7656	18,9642	0	0	0	267,3004
0,5	384,2700	26,3628	5,6059	22,6530	0	0	0	438,8916
1,0	434,7249	36,2693	5,2051	23,0518	0	0	0	499,2511
1,5	505,2321	54,2281	5,8330	26,7895	0	0	0	592,0827
2,0	518,3447	67,7802	6,0742	28,1181	0	0	0	620,3171
2,5	497,2287	78,6340	6,3449	28,6494	0	0	0	610,8570
3,0	503,5951	88,3391	6,5729	28,9197	0	0,8403	0	628,2671
4,0	493,8773	106,3017	7,4927	29,5197	0	0	1,0458	638,2372
5,5	377,9444	93,7215	6,9087	22,6096	0,7976	1,8929	0,9505	504,8251
7,5	259,2144	79,4378	6,3839	14,6854	0,9507	0,9673	0,8159	362,4554

**TABELA V.8 – Perfis de concentração ( $[CH_4]$  e  $[CO_2]$ ) e fração molar ( $Y_{CH_4}$  e  $Y_{CO_2}$ ) de metano e dióxido de carbono**

Tempo (h)	Ensaio 1 (93° ciclo)				Ensaio 2 (105° ciclo)			
	$[CH_4]$	$[CO_2]$	$Y_{CH_4}$	$Y_{CO_2}$	$[CH_4]$	$[CO_2]$	$Y_{CH_4}$	$Y_{CO_2}$
	(mMol/L)	(mMol/L)	(%)	(%)	(mMol/L)	(mMol/L)	(%)	(%)
0,00	0,001	0,002	30,1	69,9	0,020	0,096	17,3	82,7
0,50	0,022	0,068	24,5	75,5	0,031	0,121	20,2	79,8
1,00	0,052	0,094	35,4	64,6	0,210	0,373	36,0	64,0
1,50	0,154	0,156	49,6	50,4	0,362	0,420	46,2	53,8
2,00	0,310	0,200	60,7	39,3	0,427	0,358	54,4	45,6
2,50	0,469	0,236	66,5	33,5	0,594	0,334	64,0	36,0
3,00	0,608	0,264	69,7	30,3	0,805	0,371	68,4	31,6
4,00	0,697	0,279	71,4	28,6	1,327	0,512	72,2	27,8
5,00	1,186	0,469	71,7	28,3	1,822	0,620	74,6	25,4
6,00	1,016	0,393	72,1	27,9	1,673	0,538	75,7	24,3
7,50	0,766	0,293	72,3	27,7	1,529	0,475	76,3	23,7

(c) Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na *Condição III***TABELA V.9** – Perfis de concentração de matéria orgânica (Cs)

Tempo (h)	Ensaio 1 (77º ciclo)		Ensaio 2 (89º ciclo)	
	Cs	Cs'	Cs	Cs'
	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)
0,00	752,5	738,3	724,1	738,3
0,50	547,8	537,5	570,0	581,2
1,00	452,6	444,1	479,5	488,9
1,50	391,0	383,6	417,9	426,1
2,00	336,2	329,9	353,7	360,6
2,50	293,1	287,6	317,3	323,5
3,00	254,2	249,4	286,2	291,8
4,00	213,5	209,5	229,7	234,2
5,50	189,6	186,0	204,6	208,6
7,50	187,2	183,7	201,2	205,1

**TABELA V.10** – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Tempo	Ensaio 1 (92º ciclo)							Ensaio 2 (95º ciclo)						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,45	805,4	376,7	1182,0	0,47	1088,0	132,4	7,35	490,8	240,8	731,5	0,49	639,1	130,3
0,50	7,31	823,0	405,2	1228,2	0,49	1128,1	141,0	7,26	539,4	250,8	790,3	0,47	693,2	136,7
1,00	7,26	681,2	230,7	911,9	0,34	807,9	146,5	7,24	572,1	265,9	838,1	0,46	740,0	138,2
1,50	7,29	714,8	335,6	1050,3	0,47	949,3	142,3	7,27	594,0	265,9	859,9	0,45	773,5	121,6
2,00	7,27	682,0	330,5	1012,6	0,48	928,2	118,8	7,26	628,4	251,7	880,0	0,40	813,1	94,3
2,50	7,29	626,7	251,7	878,4	0,40	808,9	97,8	7,32	667,8	230,7	898,5	0,35	850,0	68,4
3,00	7,28	812,1	307,9	1120,0	0,38	1067,6	73,8	7,33	677,9	225,7	903,5	0,33	866,3	52,5
4,00	7,29	835,6	338,1	1173,7	0,40	1142,6	43,7	7,35	705,5	220,6	926,2	0,31	904,1	31,1
5,50	7,33	875,0	364,9	1239,9	0,42	1214,4	35,9	7,44	713,1	219,8	932,9	0,31	910,9	30,9
7,50	7,31	765,9	358,2	1124,2	0,47	1101,8	31,4	7,46	716,4	224,0	940,4	0,31	920,9	27,5

Unidades: Tempo = h; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L; AVT = mgHAc/L



**TABELA V.11** – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários

Tempo (h)	Ácidos Intermediários e Totais (77º ciclo)							
	(mg/L)							
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Valérico	Capróico	Totais
0,0	118,3165	6,8458	8,1082	8,5596	0	0	0	141,8301
0,5	120,2175	3,6553	6,6718	6,9021	0	0	0	137,4466
1,0	147,9077	0	8,0279	6,2205	0	0	0	162,1561
1,5	148,7676	0	8,5619	4,8017	0	0	0	162,1312
2,0	106,6920	0	5,2403	2,3566	0	0	0	114,2890
2,5	77,4652	0	3,6921	0	0	0	0	81,1573
3,0	47,8383	0	0	0	0	0	0	47,8383
4,0	0	0	0	0	0	0	0	0
5,5	0	0	0	0	0	0	0	0
7,5	0	0	0	0	0	0	0	0

**TABELA V.12** – Perfis de concentração ( $[CH_4]$  e  $[CO_2]$ ) e fração molar ( $Y_{CH_4}$  e  $Y_{CO_2}$ ) de metano e dióxido de carbono

Tempo (h)	Ensaio 1 (74° ciclo)				Ensaio 2 (83° ciclo)			
	$[CH_4]$	$[CO_2]$	$Y_{CH_4}$	$Y_{CO_2}$	$[CH_4]$	$[CO_2]$	$Y_{CH_4}$	$Y_{CO_2}$
	(mMol/L)	(mMol/L)	(%)	(%)	(mMol/L)	(mMol/L)	(%)	(%)
0,00	0,000	0,051	0,0	100,0	0,000	0,062	0,0	100,0
0,50	0,050	0,775	6,0	94,0	0,078	0,875	8,2	91,8
1,00	0,384	1,327	22,4	77,6	0,463	1,448	24,2	75,8
1,50	0,699	1,655	29,7	70,3	0,896	1,804	33,2	66,8
2,00	1,683	1,796	48,4	51,6	1,496	1,951	43,4	56,6
2,50	2,209	1,875	54,1	45,9	2,194	2,053	51,7	48,3
3,00	2,700	1,949	58,1	41,9	2,930	2,097	58,3	41,7
4,00	3,614	2,034	64,0	36,0	3,884	2,256	63,3	36,7
5,00	3,934	2,144	64,7	35,3	3,873	2,324	62,5	37,5
6,00	4,229	2,341	64,4	35,6	4,164	2,488	62,6	37,4
7,50	4,202	2,553	62,2	37,8	4,125	2,687	60,6	39,4

**(d) Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na Condição IV****TABELA V.13 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C<sub>S</sub>)**

Tempo (h)	Ensaio 1 (53º ciclo)		Ensaio 2 (62º ciclo)	
	Cs	Cs'	Cs	Cs'
	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)
0,00	346,6	323,9	301,2	323,9
0,50	231,8	216,6	224,8	241,7
1,00	198,0	185,0	160,3	172,4
1,50	163,3	152,6	139,6	150,1
2,00	144,4	134,9	143,0	153,8
2,50	134,8	126,0	152,6	164,1
3,00	143,4	134,0	133,0	143,0
4,00	130,1	121,6	122,0	131,2
5,50	131,6	123,0	126,9	136,5
7,50	120,9	113,0	129,8	139,6

**TABELA V.14 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)**

Tempo	Ensaio 1 (77º ciclo)							Ensaio 2 (80º ciclo)						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,35	547,1	223,6	770,7	0,41	679,7	128,1	7,33	504,7	233,4	738,1	0,46	651,6	121,9
0,50	7,24	563,8	232,7	796,5	0,41	707,2	125,8	7,23	547,1	240,2	787,4	0,44	707,7	112,2
1,00	7,19	586,6	219,0	805,6	0,37	715,7	126,6	7,15	569,9	246,3	816,2	0,43	723,8	130,1
1,50	7,20	585,8	232,7	818,4	0,40	732,1	121,6	7,15	563,1	260,7	823,8	0,46	739,5	118,7
2,00	7,23	588,8	228,9	817,7	0,39	739,9	109,6	7,19	572,9	248,6	821,5	0,43	740,0	114,8
2,50	7,22	600,2	231,1	831,3	0,39	765,9	92,2	7,19	604,7	243,3	848,0	0,40	778,6	97,8
3,00	7,25	623,7	240,2	863,9	0,39	804,9	83,1	7,22	618,4	234,9	853,3	0,38	789,0	90,6
4,00	7,29	650,2	229,6	879,8	0,35	836,0	61,7	7,25	638,1	242,5	880,6	0,38	825,3	77,9
5,50	7,29	679,0	225,8	904,8	0,33	881,0	33,6	7,29	681,3	226,6	907,9	0,33	883,7	34,0
7,50	7,26	685,1	238,7	923,8	0,35	903,3	28,8	7,28	691,9	227,3	919,2	0,33	891,1	39,7

Unidades: Tempo = h; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L; AVT = mgHAc/L

**TABELA V.15** – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários

Tempo (h)	Ácidos Intermediários e Totais (53º ciclo)							
	(mg/L)							
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Valérico	Capróico	Totais
0,0	33,7336	8,6219	1,8440	0	0	0	0	44,1995
0,5	35,1218	4,3422	0	0	0	0	0	39,4640
1,0	30,3516	1,7314	0	0	0	0	0	32,0830
1,5	0	0	0	0	0	0	0	0
2,0	0	0	0	0	0	0	0	0
2,5	0	0	0	0	0	0	0	0
3,0	0	0	0	0	0	0	0	0
4,0	0	0	0	0	0	0	0	0
5,5	0	0	0	0	0	0	0	0
7,5	0	0	0	0	0	0	0	0

**TABELA IV.16** – Perfis de concentração ([CH<sub>4</sub>] e [CO<sub>2</sub>]) e fração molar (Y<sub>CH<sub>4</sub></sub> e Y<sub>CO<sub>2</sub></sub>) de metano e dióxido de carbono

Tempo (h)	Ensaio 1 (101º ciclo)				Ensaio 2 (104º ciclo)			
	[CH <sub>4</sub> ]	[CO <sub>2</sub> ]	Y <sub>CH<sub>4</sub></sub>	Y <sub>CO<sub>2</sub></sub>	[CH <sub>4</sub> ]	[CO <sub>2</sub> ]	Y <sub>CH<sub>4</sub></sub>	Y <sub>CO<sub>2</sub></sub>
	(mMol/L)	(mMol/L)	(%)	(%)	(mMol/L)	(mMol/L)	(%)	(%)
0,00	0,000	0,104	0,0	100,0	0,000	0,058	0,0	100,0
0,50	0,058	0,605	8,7	91,3	0,136	0,892	13,2	86,8
1,00	0,164	1,014	13,9	86,1	0,359	1,446	19,9	80,1
1,50	0,163	1,188	12,0	88,0	0,660	1,732	27,6	72,4
2,00	0,528	1,342	28,2	71,8	1,135	1,912	37,2	62,8
2,50	0,524	1,482	26,1	73,9	1,342	1,949	40,8	59,2
3,00	1,021	1,515	40,3	59,7	1,601	2,038	44,0	56,0
4,00	1,864	1,851	50,2	49,8	2,143	2,171	49,7	50,3
5,00	2,222	2,068	51,8	48,2	2,395	2,238	51,7	48,3
6,00	2,607	2,132	55,0	45,0	2,638	2,387	52,5	47,5
7,50	3,010	2,337	56,3	43,7	3,161	2,567	55,2	44,8

(e) Perfis ao Longo de um Ciclo de Operação do ASBBR na *Condição V***TABELA V.17** – Perfis de concentração de matéria orgânica ( $C_s$ )

Tempo (h)	Ensaio 1 (98º ciclo)		Ensaio 2 (101º ciclo)	
	$C_s$	$C_s'$	$C_s$	$C_s'$
	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)	(mgDQO/L)
0,00	175,2	178,7	182,1	178,7
0,50	232,9	237,5	224,7	220,4
1,00	276,6	282,0	257,1	252,2
1,50	352,4	359,3	326,9	320,7
2,00	349,5	356,4	368,3	361,3
2,50	320,7	327,0	335,5	329,1
3,00	286,0	291,6	290,4	284,9
4,00	253,1	258,1	257,5	252,6
5,50	196,1	200,0	200,3	196,5
7,50	193,6	197,4	198,0	194,2

**TABELA V.18** – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT)

Tempo	Ensaio 1 (104º ciclo)							Ensaio 2 (107º ciclo)						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,81	483,4	148,4	631,8	0,31	614,4	24,5	7,87	496,1	141,3	637,4	0,28	618,6	26,5
0,50	7,55	472,8	148,4	621,2	0,31	601,5	27,7	7,56	479,1	137,1	616,2	0,29	595,4	29,4
1,00	7,56	468,5	173,8	642,4	0,37	605,6	51,8	7,61	496,8	145,6	642,4	0,29	617,6	34,9
1,50	7,57	474,9	208,5	683,4	0,44	631,5	73,0	7,64	505,3	164,7	670,0	0,33	630,7	55,3
2,00	7,54	460,8	223,3	684,1	0,48	623,6	85,2	7,60	504,6	184,5	689,0	0,37	635,0	76,1
2,50	7,56	457,2	217,0	674,2	0,47	619,1	77,7	7,63	501,8	179,5	681,3	0,36	637,9	61,1
3,00	7,54	433,2	199,3	632,5	0,46	583,9	68,5	7,60	477,7	168,2	645,9	0,35	594,0	73,1
4,00	7,52	459,4	182,3	641,7	0,40	621,1	29,0	7,59	490,5	159,7	650,2	0,33	624,4	36,2
5,50	7,50	458,7	191,5	650,2	0,42	635,7	20,4	7,61	492,6	166,8	659,4	0,34	642,7	23,5
7,50	7,48	446,6	199,3	645,9	0,45	630,9	21,1	7,62	506,0	161,8	667,8	0,32	652,2	22,0

Unidades: Tempo = h; AP, AI, AT e AB = mgCaCO<sub>3</sub>/L; AVT = mgHAc/L

**TABELA V.19** – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários

Tempo (h)	Ácidos Intermediários e Totais (98° ciclo)							
	(mg/L)							
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Valérico	Capróico	Totais
0,0	0	0	0	0	0	0	0	0
0,5	0	0	0	0	0	0	0	0
1,0	25,1230	0	0	0	0	0	0	25,1230
1,5	58,5976	0	2,3370	0	0	0	0	60,9345
2,0	75,8698	0	3,4581	1,8941	0	0	0	81,2220
2,5	69,3305	0	3,2474	0	0	0	0	72,5779
3,0	44,4098	0	1,9951	0	0	0	0	46,4048
4,0	0	0	0	0	0	0	0	0
5,5	0	0	0	0	0	0	0	0
7,5	0	0	0	0	0	0	0	0

**TABELA V.20** – Perfis de concentração ( $[CH_4]$  e  $[CO_2]$ ) e fração molar ( $Y_{CH_4}$  e  $Y_{CO_2}$ ) de metano e dióxido de carbono

Tempo (h)	Ensaio 1 (86° ciclo)				Ensaio 2 (89° ciclo)			
	$[CH_4]$	$[CO_2]$	$Y_{CH_4}$	$Y_{CO_2}$	$[CH_4]$	$[CO_2]$	$Y_{CH_4}$	$Y_{CO_2}$
	(mMol/L)	(mMol/L)	(%)	(%)	(mMol/L)	(mMol/L)	(%)	(%)
0,00	0,000	0,093	0,0	100,0	0,000	0,061	0,0	100,0
0,50	0,029	0,668	4,1	95,9	0,044	0,508	8,0	92,0
1,00	0,044	0,849	4,9	95,1	0,060	0,662	8,3	91,7
1,50	0,064	0,960	6,3	93,7	0,073	0,755	8,8	91,2
2,00	0,090	1,053	7,9	92,1	0,094	0,832	10,1	89,9
2,50	0,122	1,139	9,7	90,3	0,128	0,897	12,5	87,5
3,00	0,175	1,270	12,1	87,9	0,184	1,009	15,4	84,6
4,00	0,293	1,500	16,3	83,7	0,292	1,256	18,9	81,1
5,00	0,448	1,657	21,3	78,7	0,422	1,409	23,0	77,0
6,00	0,542	1,725	23,9	76,1	0,499	1,423	26,0	74,0
7,50	0,664	1,817	26,8	73,2	0,613	1,513	28,8	71,2