Roberto Antonio Bezerra Junior

ESTABILIDADE E EFICIÊNCIA DE UM REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FIXO
COM AGITAÇÃO OPERADO EM BATELADA SEQUENCIAL EM FUNÇÃO DA
DILUIÇÃO INICIAL DE ESGOTO SINTÉTICO

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Hidráulica e Saneamento.

Orientador: Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues

São Carlos

2004

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **ROBERTO ANTONIO BEZERRA JÚNIOR**

Dissertação defendida e julgada em 12-07-2004 perante a Comissão Julgadora:

Prof. Dr. **JOSÉ ALBERTO DOMINGUES RODRIGUES** (Orientador)
(Instituto Mauá de Tecnologia/IMT) APROVADO

Prof. Dr. **MARCELO ZAIAT**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP) Aprovado

Prof. Dr. **DEOVALDO DE MORAES JÚNIOR**
(Universidade Santa Cecília/UNISANTA) APROVADO

Prof. Titular **MARIA DO CARMO CALIJURI**
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação em
Engenharia (Hidráulica e Saneamento) e
Presidente da Comissão de Pós-Graduação

DEDICATÓRIA

Aos meus pais, meu maior orgulho.

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar, a Deus, pela saúde, pela paz, e por mais esta vitória.

Aos meus pais, que nunca deixaram de incentivar-me e de fazer o possível e o impossível para ajudar-me. Desejo que minha dívida com vocês seja inesgotável ! Eu amo muito vocês !

À vovó Benedita Barbosa Fantinatti, pelas palavras positivas, pelo carinho e pelas orações, obrigado, obrigado, muito obrigado !

Ao meu grande amigo de infância Alexandre Ferreira (Xú), pelo apoio e pelo companheirismo nos momentos mais difíceis.

À minha namorada Bruna Stefanini de Sant'Anna, pela paciência inesgotável, pelo incentivo e pela compreensão de minha ausência durante tantos e tantos finais de semana.

Ao Dr. José Alberto Domingues Rodrigues que, muito mais do que orientador, demonstrou ser um grande amigo, me aconselhando e sendo capaz de acreditar no meu potencial em momentos que nem eu mesmo acreditava, meu muito obrigado.

À Dra. Suzana Maria Ratusznei, pela ajuda, pela amizade e pela dedicação ao trabalho.

Ao professor Dr. Walter Borzani, por toda ajuda, pelos conselhos tão valiosos e pela atenção dada à este trabalho.

À professora Dra. Maria Cândida Reginato Facciotti, pelo incentivo e pelos elogios.

Ao professor falecido Antonio Machado Fonseca Neto, pela amizade, pelo carinho e por ter me dado o primeiro incentivo para realização deste trabalho, que descanse em paz.

Aos professores Dr. José Luiz Fejfar e Dr. Gustavo Ferreira Leonhardt, pela amizade, pelo apoio e pelas dicas.

À Escola de Engenharia Mauá do Centro Universitário do Instituto Mauá de Tecnologia, por ter cedido o espaço para que a etapa experimental deste trabalho fosse realizada. Ao pessoal da oficina pela construção do reator.

Ao Dr. Baltus C. Bonse, pela ajuda no inglês.

À FAPESP, pelo auxílio financeiro e pela bolsa de estudos concedida.

Aos professores Dr. Marcelo Zaiat, Dr. Eugênio Foresti e Dra. Maria do Carmo Calijuri, por toda ajuda.

À Eloísa Pozzi Gianotti, pela ajuda nas análises microbiológicas.

Aos meus colegas de laboratório: Amer, Gregor, Catarina, Leonardo, Fabiana, Mariana, Gustavo, Alisson e Renato.

Ao meu primão do coração Sérgio Castaldelli, pelo empréstimo da S10 e pelo auxílio na mudança (Valeu Sézinha !).

Às minhas “tias corujas” Antonia Martins Vitali e Nereide Martins Castaldelli, por todo carinho, atenção e incentivo que sempre me deram ao longo da vida.

À minha super amiga Kely Mércia Leal, pela amizade, pelo apoio e pelos momentos inesquecíveis de alegria que me proporcionou.

Às pessoas que, cada um de sua maneira, contribuíram para realização deste trabalho, minha sincera gratidão.

A Deus

Nos momentos de incerteza orei a Ti, Senhor; pedindo que me mostrasse o caminho e que me guiasse na direção certa. Algumas vezes, o desespero foi tão grande que eu pensei que Tu tivesse me abandonado. Hoje entendi que se Tu permitiste que passássemos por nossas vidas sem quaisquer obstáculos, nunca iríamos ser tão fortes como poderíamos ter sido. Eu pedi forças e Tu me deste dificuldades para fazer-me forte. Eu pedi sabedoria e Tu me deste cérebro e músculos para eu trabalhar. Eu pedi coragem e Tu me deste obstáculos para eu superar. Eu pedi amores e Tu me deste pessoas com problemas para que eu pudesse ajudar. Eu pedi favores e Tu me deste oportunidades. Eu não recebi nada do que pedi, mas recebi mais do que precisava.

Obrigado Senhor.

RESUMO

BEZERRA JUNIOR, R. A. (2004). *Estabilidade e eficiência de um reator anaeróbio de leito fixo com agitação operado em batelada seqüencial em função da diluição inicial de esgoto sintético*. 166p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

Dentro do escopo de estudo de aspectos fundamentais e tecnológicos, este trabalho foi direcionado à avaliação do comportamento da estabilidade e da eficiência de um reator anaeróbio contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano para o tratamento de água residuária sintética com concentração de aproximadamente 500 mgDQO/L. O reator, de 6 litros de volume nominal, mantido à temperatura de 30 ± 1 °C e sob agitação mecânica de 500 rpm, foi operado em bateladas seqüenciais com a renovação de apenas parte do volume de água residuária tratada por ciclo, ou seja, a descarga do reator não foi completa, mas apenas parcial. Neste contexto, a principal característica operacional investigada foi a relação entre o volume de água residuária afluyente, o qual era alimentado a cada novo ciclo de operação, e o volume de meio contido no reator, o qual não era descarregado no ciclo anterior, mantendo-se a mesma carga orgânica volumétrica. Desta forma, foi possível verificar a flexibilidade operacional do sistema com relação ao volume de água residuária tratada a cada ciclo e o tempo de duração do ciclo para uma mesma carga orgânica. Os resultados indicaram que o reator pôde operar com diferentes relações entre o volume alimentado e o volume de meio reacional sem diminuição significativa do seu desempenho, permitindo-se, assim, maior flexibilidade operacional. Para as condições em que o volume renovado foi maior ou igual a 50% do volume de meio do reator (ciclos de 4 a 8 horas), as eficiências de remoção de matéria orgânica filtrada e não filtrada mantiveram-se no patamar de 84 e 79%, respectivamente, enquanto que nas demais condições de maior diluição inicial do afluyente (ciclos de 1 e 2 horas), essas eficiências foram ligeiramente menores, em torno de 80 e 74%, respectivamente. A alta velocidade de formação de material viscoso de aparência polimérica, nas condições de maior diluição inicial do afluyente, dificultou a manutenção do volume de meio reacional do reator constante.

Palavras-chave: ASBR, tratamento anaeróbio, biomassa imobilizada, diluição inicial do afluyente, agitação mecânica.

ABSTRACT

BEZERRA JUNIOR, R. A. (2004). *Effect of initial dilution of synthetic wastewater on the stability and efficiency of a stirred fixed bed anaerobic sequencing batch reactor*. Master Thesis – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

An assessment was performed on the stability and efficiency of an anaerobic reactor containing biomass immobilized on polyurethane foam for the treatment of synthetic wastewater with organic loading of approximately 500 mgCOD/L. The reactor had a total volume of 6 L. Batch operation took place at a temperature of 30 ± 1 °C and an agitation rate of 500 rpm. During operation only part of the treated wastewater was renewed per cycle, i.e., reactor discharge was not complete, but partial. The main operation characteristic investigated was the ratio between influent wastewater volume, which was fed at each cycle, and the volume of medium contained in the reactor, which had not been discharged in the previous cycle, maintaining the same volumetric organic load. This way, it was possible to verify operation flexibility of the system regarding treated wastewater volume in each cycle as well as cycle time duration for the same volumetric organic loading. Results indicated that the reactor was able to operate at different ratios between feed and reaction medium volume without significant loss in performance, allowing, hence, greater operation flexibility. For conditions at which renewed volume was greater than or equal to 50% of the reactor medium (cycles from 4 to 8 hours), filtered and non-filtered organic matter removal efficiencies were about 84 and 79%, respectively, whereas at conditions of higher initial influent dilution (cycles from 1 to 2 hours) these efficiencies were slightly lower, about 80 and 74%, respectively. The high formation rate of viscous polymer-like material probably of microbiological origin, at the conditions of higher initial influent dilution hindered maintenance of constant reactor medium volume.

Keywords: ASBR, anaerobic treatment, immobilized biomass, initial influent dilution, mechanical stirring.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 4.1:	Esquema do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada.....	26
FIGURA 4.2:	Fotografia da montagem experimental.....	27
FIGURA 4.3:	Fotografia do ASBR em funcionamento.....	27
FIGURA 4.4:	Fotografia do cesto onde foram acondicionadas as biopartículas de espuma de poliuretano.....	28
FIGURA 4.5:	Fotografia do impelidor tipo turbina com 6 pás planas verticais de 1,5 x 1,5 cm de lado.....	28
FIGURA 4.6:	Fotografia dos cubos de espuma de poliuretano antes (esquerda) e depois (direita) da imobilização.....	33
FIGURA 5.1:	Concentração de matéria orgânica no efluente para a condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	45
FIGURA 5.2:	Eficiência de remoção de matéria orgânica para a condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	45
FIGURA 5.3:	Alcalinidade a bicarbonato para a condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	46
FIGURA 5.4:	Concentração de ácidos voláteis totais para a condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	46
FIGURA 5.5:	Perfis de concentração de matéria orgânica filtrada para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	47
FIGURA 5.6:	Perfis de alcalinidade a bicarbonato para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	48

FIGURA 5.7:	Perfis de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	48
FIGURA 5.8:	Concentração de matéria orgânica no efluente para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	51
FIGURA 5.9:	Eficiência de remoção de matéria orgânica para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	51
FIGURA 5.10:	Alcalinidade a bicarbonato para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	52
FIGURA 5.11:	Concentração de ácidos voláteis totais para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	52
FIGURA 5.12:	Perfis de concentração de matéria orgânica filtrada para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	53
FIGURA 5.13:	Perfis de alcalinidade a bicarbonato para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	54
FIGURA 5.14:	Perfis de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	54
FIGURA 5.15:	Perfis de concentração de metano para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	55
FIGURA 5.16:	Perfis de concentração de gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	55
FIGURA 5.17:	Porcentagem molar de metano e gás carbônico ao longo do perfil para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	56
FIGURA 5.18:	Concentração de matéria orgânica no efluente para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	58

FIGURA 5.19:	Eficiência de remoção de matéria orgânica para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	59
FIGURA 5.20:	Alcalinidade a bicarbonato para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	59
FIGURA 5.21:	Concentração de ácidos voláteis totais para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	60
FIGURA 5.22:	Perfis de concentração de matéria orgânica filtrada para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	61
FIGURA 5.23:	Perfis de alcalinidade a bicarbonato para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	61
FIGURA 5.24:	Perfis de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	62
FIGURA 5.25:	Perfis de concentração de metano para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	63
FIGURA 5.26:	Perfis de concentração de gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	63
FIGURA 5.27:	Porcentagem molar de metano e gás carbônico ao longo do perfil para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	64
FIGURA 5.28:	Concentração de matéria orgânica no efluente para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	66
FIGURA 5.29:	Eficiência de remoção de matéria orgânica para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	67
FIGURA 5.30:	Alcalinidade a bicarbonato para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	67

FIGURA 5.31:	Concentração de ácidos voláteis totais para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	68
FIGURA 5.32:	Perfis de concentração de matéria orgânica filtrada para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	69
FIGURA 5.33:	Perfis de alcalinidade a bicarbonato para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	70
FIGURA 5.34:	Perfis de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	70
FIGURA 5.35:	Perfis de concentração de metano para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	71
FIGURA 5.36:	Perfis de concentração de gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	71
FIGURA 5.37:	Porcentagem molar de metano e gás carbônico ao longo do perfil para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	72
FIGURA 5.38:	Fotografia do material polimérico acumulado na espuma de poliuretano ao final da quinta condição experimental em que $V_A/V_u = 0,125$	74
FIGURA 5.39:	Concentração de matéria orgânica no efluente para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	75
FIGURA 5.40:	Eficiência de remoção de matéria orgânica para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	75
FIGURA 5.41:	Alcalinidade a bicarbonato para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	76
FIGURA 5.42:	Concentração de ácidos voláteis totais para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	76

FIGURA 5.43:	Perfis de concentração de matéria orgânica filtrada para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	77
FIGURA 5.44:	Perfis de alcalinidade a bicarbonato para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	77
FIGURA 5.45:	Perfis de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	78
FIGURA 5.46:	Perfis de concentração de metano para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	78
FIGURA 5.47:	Perfis de concentração de gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	79
FIGURA 5.48:	Porcentagem molar de metano e gás carbônico ao longo do perfil para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	79
FIGURA 5.49:	Concentração de matéria orgânica no efluente durante todo o período de operação do reator.....	80
FIGURA 5.50:	Eficiência de remoção de matéria orgânica durante todo o período de operação do reator.....	81
FIGURA 5.51:	Alcalinidade a bicarbonato durante todo o período de operação do reator.....	82
FIGURA 5.52:	Concentração de ácidos voláteis totais durante todo o período de operação do reator.....	83
FIGURA 5.53:	Variação da carga orgânica removida em função da relação V_A/V_u	86
FIGURA 5.54:	Ajuste do modelo cinético de primeira ordem aos dados de perfis de concentração de matéria orgânica para condição operacional	

	em que $V_A/V_u = 1$. (a) k e C_{SR} variáveis, (b) k variável e C_{SR} experimental.....	87
FIGURA 5.55:	Ajuste do modelo cinético de primeira ordem aos dados de perfis de concentração de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$. (a) k e C_{SR} variáveis, (b) k variável e C_{SR} experimental.....	88
FIGURA 5.56:	Ajuste do modelo cinético de primeira ordem aos dados de perfis de concentração de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$. (a) k e C_{SR} variáveis, (b) k variável e C_{SR} experimental.....	88
FIGURA 5.57:	Ajuste do modelo cinético de primeira ordem aos dados de perfis de concentração de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$. (a) k e C_{SR} variáveis, (b) k variável e C_{SR} experimental.....	89
FIGURA 5.58:	Ajuste do modelo cinético de primeira ordem aos dados de perfis de concentração de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$. (a) k e C_{SR} variáveis, (b) k variável e C_{SR} experimental.....	89
FIGURA 5.59:	Morfologias microbianas observadas nas espumas de poliuretano por microscopia óptica comum: células semelhantes à vibrios.....	91
FIGURA 5.60:	Morfologias microbianas observadas nas espumas de poliuretano por microscopia óptica comum: células semelhantes à bacilos com inclusões.....	92

FIGURA 5.61:	Morfologias microbianas observadas nas espumas de poliuretano por microscopia óptica comum: células semelhantes à bacilos e víbrios.....	92
FIGURA 5.62:	Morfologias microbianas observadas nas espumas de poliuretano por microscopia óptica comum: células semelhantes à <i>Methanosaeta</i> sp.....	93
FIGURA 5.63:	Morfologias microbianas observadas nas espumas de poliuretano por microscopia óptica de contraste de fase por fluorescência: células semelhantes à <i>Methanosarcina</i> sp.....	93

LISTA DE TABELAS

TABELA 4.1:	Descrição da água residuária sintética.....	30
TABELA 4.2:	Composição da água residuária sintética utilizada nos experimentos.....	30
TABELA 5.1:	Valores médios das variáveis monitoradas para condição $V_A/V_u = 1$	44
TABELA 5.2:	Valores médios das variáveis monitoradas para condição $V_A/V_u = 0,75$	49
TABELA 5.3:	Valores de concentração de sólidos na biomassa imobilizada presente no reator para condição em que $V_A/V_u = 0,75$	50
TABELA 5.4:	Valores médios das variáveis monitoradas para condição $V_A/V_u = 0,50$	57
TABELA 5.5:	Valores de concentração de sólidos na biomassa imobilizada presente no reator para condição em que $V_A/V_u = 0,50$	58
TABELA 5.6:	Valores médios das variáveis monitoradas para condição $V_A/V_u = 0,25$	65
TABELA 5.7:	Valores de concentração de sólidos na biomassa imobilizada presente no reator para condição em que $V_A/V_u = 0,25$	65
TABELA 5.8:	Valores médios das variáveis monitoradas para condição $V_A/V_u = 0,125$	73
TABELA 5.9:	Valores de concentração de sólidos na biomassa imobilizada presente no reator para condição em que $V_A/V_u = 0,125$	73
TABELA 5.10:	Monitoramento do reator operado em diferentes relações V_A/V_u	80

TABELA 5.11:	Monitoramento do reator operado em diferentes relações V_A/V_u	82
TABELA 5.12:	Monitoramento do reator operado em diferentes relações V_A/V_u	84
TABELA 5.13:	Sólidos presentes no reator operado em diferentes relações V_A/V_u	84
TABELA 5.14:	Monitoramento do reator operado em diferentes relações V_A/V_u	84
TABELA 5.15:	Valores de carga orgânica removida pelo reator operado em diferentes relações V_A/V_u	85
TABELA 5.16:	Valores obtidos pelo ajuste do modelo cinético aos dados experimentais.....	90
TABELA I.1:	Monitoramento do afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	107
TABELA I.2:	Concentração de sólidos no afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	108
TABELA I.3:	Monitoramento do afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	109
TABELA I.4:	Concentração de sólidos no afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	109
TABELA I.5:	Monitoramento do afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	110
TABELA I.6:	Concentração de sólidos no afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	111

TABELA I.7:	Monitoramento do afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	111
TABELA I.8:	Concentração de sólidos no afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	112
TABELA I.9:	Monitoramento do afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	113
TABELA I.10:	Concentração de sólidos no afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	114
TABELA II.1:	Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	115
TABELA II.2:	Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	116
TABELA II.3:	Concentração de sólidos no efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	116
TABELA II.4:	Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	117
TABELA II.5:	Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	117
TABELA II.6:	Concentração de sólidos no efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	118
TABELA II.7:	Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	118
TABELA II.8:	Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	119

TABELA II.9:	Concentração de sólidos no efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	119
TABELA II.10:	Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	120
TABELA II.11:	Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	120
TABELA II.12:	Concentração de sólidos no efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	121
TABELA II.13:	Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	121
TABELA II.14:	Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	122
TABELA II.15:	Concentração de sólidos no efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	122
TABELA III.1:	Perfis de concentração de matéria orgânica e eficiência de remoção de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	123
TABELA III.2:	Perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$	124
TABELA III.3:	Perfis de concentração de matéria orgânica e eficiência de remoção de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	125
TABELA III.4:	Perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	126

TABELA III.5:	Perfis de concentração de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	126
TABELA III.6:	Perfis de fração molar de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$	127
TABELA III.7:	Perfis de concentração de matéria orgânica e eficiência de remoção de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	128
TABELA III.8:	Perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	129
TABELA III.9:	Perfis de concentração de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	129
TABELA III.10:	Perfis de fração molar de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$	130
TABELA III.11:	Perfis de concentração de matéria orgânica e eficiência de remoção de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	130
TABELA III.12:	Perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	131
TABELA III.13:	Perfis de concentração de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	131
TABELA III.14:	Perfis de fração molar de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$	132

TABELA III.15:	Perfis de concentração de matéria orgânica e eficiência de remoção de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	132
TABELA III.16:	Perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	133
TABELA III.17:	Perfis de concentração de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	133
TABELA III.18:	Perfis de fração molar de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$	134

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ASBR	Reator Anaeróbio Operado em Batelada Seqüencial (<i>Anaerobic Sequencing Batch Reactor</i>)
ASBRs	Reatores Anaeróbios Operados em Batelada Seqüencial (<i>Anaerobic Sequencing Batch Reactors</i>)
CSTR	Reator Contínuo Agitado de Mistura Completa (<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>)
EEM/IMT	Escola de Engenharia Mauá do Instituto Mauá de Tecnologia
EESC/USP	Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo
FAPESP	Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo
UASB	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>)

LISTA DE SÍMBOLOS

COV	Carga orgânica volumétrica, (mgDQO/L.d)
COE	Carga orgânica específica, (mgDQO/mgSSV.d)
pH	Potencial hidrogeniônico
TDH	Tempo de detenção hidráulica, (d)
TRC	Tempo de residência celular, (d)
F/M	Relação substrato/microrganismo
DQO	Demanda química de oxigênio
TDHs	Tempos de detenção hidráulica, (d)
COVs	Cargas orgânicas volumétricas, (mgDQO/L.d)
COEs	Cargas orgânicas específicas, (mgDQO/mgSSV.d)
V_A/V_u	Relação entre o volume alimentado ou volume renovado a cada ciclo e o volume de meio reacional
C_S	Concentração de matéria orgânica, (mgDQO/L)
C_{ST}	Concentração de matéria orgânica não filtrada ou total, (mgDQO/L)
C_{SF}	Concentração de matéria orgânica filtrada, (mgDQO/L)
ST	Concentração de sólidos totais, (mg/L)
SVT	Concentração de sólidos voláteis totais, (mg/L)
SST	Concentração de sólidos suspensos totais, (mg/L)
SSV	Concentração de sólidos suspensos voláteis, (mg/L)
HAc	Ácido Acético
AVT	Concentração de ácidos voláteis totais, (mgHAc/L)
AT	Alcalinidade total, (mgCaCO ₃ /L)
AP	Alcalinidade parcial, (mgCaCO ₃ /L)
AI	Alcalinidade intermediária, (mgCaCO ₃ /L)
AB	Alcalinidade a bicarbonato, (mgCaCO ₃ /L)
C_{SAFLO}	Concentração de matéria orgânica filtrada no reator no início do ciclo, (mgDQO/L)
C_{SAFL}	Concentração de matéria orgânica total no afluente, (mgDQO/L)
S_{ST}	Concentração de sólidos totais relativos à biomassa imobilizada na espuma de poliuretano, (mg de sólidos/g de espuma) ou (g de sólidos/L de meio reacional)

S_{SVT}	Concentração de sólidos voláteis totais relativos à biomassa imobilizada na espuma de poliuretano, (mg de sólidos/g de espuma) ou (g de sólidos/L de meio reacional)
ϵ_{ST}	Eficiência de remoção de matéria orgânica total, (%)
ϵ_{SF}	Eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada, (%)
ϵ	Eficiência de remoção de matéria orgânica, (%)
V_A	Volume alimentado ou volume renovado a cada novo ciclo, (L)
n	Número de ciclos diários
V_u	Volume de água residuária contida no interior do reator ou volume de meio reacional, (L)
M_{SVT}	Massa de sólidos voláteis totais relativos à biomassa imobilizada na espuma de poliuretano presente no reator, (g de sólidos)
COR	Carga orgânica removida, (mgDQO/L.d)
COR_{SF}	Carga orgânica removida para amostras de efluente filtradas, (mgDQO/L.d)
COR_{ST}	Carga orgânica removida para amostras de efluente não filtradas, (mgDQO/L.d)
t_{tra}	Tempo para se atingir o patamar na curva dos perfis de concentração de matéria orgânica, (h)
AI/AP	Relação entre a alcalinidade intermediária e a alcalinidade parcial
S_{SVT}/S_{ST}	Relação entre a concentração de sólidos voláteis totais e a concentração de sólidos totais, relativos à biomassa imobilizada presente no reator
$V_{Descarregado}$	Volume de meio descarregado a cada ciclo, (L)
k	Constante cinética aparente de primeira ordem, (h^{-1})
C_{SR}	Concentração de matéria orgânica filtrada residual, (mgDQO/L)
r^2	Quadrado do coeficiente de correlação.

SUMÁRIO

DEDICATÓRIA.....	I
AGRADECIMENTOS.....	III
EPÍGRAFE.....	V
RESUMO.....	VII
ABSTRACT.....	IX
LISTA DE FIGURAS.....	XI
LISTA DE TABELAS.....	XIX
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.....	XXV
LISTA DE SÍMBOLOS.....	XXVII
SUMÁRIO.....	XXIX
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	3
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
3.1. Histórico do Desenvolvimento dos Reatores Anaeróbios.....	5
3.2. Reator Anaeróbio Operado em Batelada Sequencial.....	8
3.2.1. Princípio de Funcionamento.....	8
3.2.2. Vantagens e Aplicações.....	9
3.2.3. Biomassa Imobilizada em Espuma de Poliuretano.....	10
3.3. Variáveis de Influência no Desempenho do ASBR.....	12
3.3.1. Agitação.....	12
3.3.2. Carga Orgânica Volumétrica e Relação F/M.....	15
3.3.3. Granulação da Biomassa.....	16
3.3.4. Temperatura.....	17
3.3.5. Diluição Inicial do Afluente.....	20
3.4. Considerações Finais.....	23
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	25

4.1. Materiais.....	25
4.1.1. Configuração do Reator.....	25
4.1.2. Suporte de Imobilização da Biomassa Anaeróbia.....	29
4.1.3. Inóculo.....	29
4.1.4. Água Residuária Sintética.....	29
4.2. Métodos.....	31
4.2.1. Análises Físico-Químicas.....	31
4.2.2. Análises Microbiológicas.....	31
4.2.3. Composição do Biogás.....	32
4.3. Procedimento Experimental.....	32
4.3.1. Imobilização da Biomassa Anaeróbia.....	32
4.3.2. Operação do Reator.....	33
4.3.3. Perfis ao Longo do Ciclo.....	34
4.3.4. Análises de Sólidos na Espuma de Poliuretano.....	36
4.4. Fundamentos Teóricos.....	37
4.4.1. Eficiência de Remoção de Matéria Orgânica.....	37
4.4.2. Tempo de Ciclo.....	38
4.4.3. Carga Orgânica Volumétrica.....	39
4.4.4. Carga Orgânica Específica.....	39
4.4.5. Carga Orgânica Removida.....	40
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	43
5.1. Monitoramento e Perfis Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 100% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 8 h.....	43
5.2. Monitoramento e Perfis Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 75% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 6 h.....	49
5.3. Monitoramento e Perfis Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 50% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 4 h.....	56
5.4. Monitoramento e Perfis Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 25% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 2 h.....	64
5.5. Monitoramento e Perfis Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 12,5% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 1 h.....	72

5.6. Influência da Diluição Inicial do Afluente na Estabilidade e Eficiência do Sistema.....	79
5.7. Ajuste de um Modelo Cinético de Primeira Ordem aos Dados Experimentais de Perfis de Concentração de Matéria Orgânica.....	86
5.8. Análises Microbiológicas.....	91
6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	95
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	97
APÊNDICE.....	107
Apêndice I – Variáveis Monitoradas do Afluente do Reator.....	107
Apêndice II – Variáveis Monitoradas do Efluente do Reator.....	115
Apêndice III – Dados de Perfis ao Longo do Ciclo do Reator.....	123

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Os processos anaeróbios aplicados ao tratamento de águas residuárias têm se desenvolvido de modo acentuado nos últimos anos devido à proposição de novas configurações de biorreatores, as quais visam agregar ao projeto destes um maior número possível de aspectos positivos relacionados à eficiência e à estabilidade, minimizando custos de implantação e operação.

Dentre estas novas configurações de reatores anaeróbios aplicados ao tratamento de águas residuárias estão os reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial (*Anaerobic Sequencing Batch Reactor* - ASBR) (ANGENENT & DAGUE, 1995; BRITO et al. 1997; DAGUE et al. 1992; DROSTE & MASSÉ, 1995; FERNANDES et al. 1993; SUNG & DAGUE, 1995; TIMUR & ÖSTURK, 1999), que podem apresentar vantagens em relação aos sistemas operados de modo contínuo e, portanto, possuem grande potencial de utilização em escala industrial para alguns casos.

Atualmente, vários grupos de pesquisa de diversos países têm se dedicado ao estudo desse sistema de tratamento, que se apresenta como alternativa aos sistemas contínuos para várias aplicações.

Desde fevereiro de 1998, vários projetos de pesquisa foram desenvolvidos na Escola de Engenharia Mauá (EEM) do Instituto Mauá de Tecnologia (IMT), com o apoio da Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP), enfocando o estudo do biorreator operado em batelada seqüencial, visando a otimização do reator convencional e de novas propostas de reatores, buscando a viabilidade da aplicação desses processos, operados em batelada seqüencial, em escala real. Esses

projetos contaram com a participação do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) da Universidade de São Paulo (USP).

O reator anaeróbio operado em batelada contendo biomassa imobilizada em partículas de espuma de poliuretano é o primeiro resultado positivo dessa parceria em pesquisa, com resultados promissores obtidos em escala de bancada.

Estudos sobre influência da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, carga orgânica específica (COE), intensidade e frequência de agitação, temperatura, além de outros trabalhos enfocando o uso de diferentes configurações para o ASBR, têm sido realizados. No entanto, estudos enfocando a influência da estratégia de alimentação e, principalmente, da diluição inicial do afluente, são ainda escassos na literatura.

A diluição inicial do afluente, que ocorre em virtude da renovação de apenas parte do volume de água residuária tratada por ciclo, resulta em menor concentração de matéria orgânica no interior do reator ao longo de todo o ciclo, o que acarreta em uma velocidade média de reação menor comparada com aquela obtida para o sistema operado em batelada convencional, podendo diminuir a eficiência global do processo. Entretanto, esta estratégia de operação pode conferir ao sistema maior flexibilidade operacional, incorporando vantagens ao processo como a não necessidade de tanques de equalização, as quais são geralmente requeridos em sistemas de tratamento de efluentes industriais lançados de forma intermitente, como também no tratamento de esgotos sanitários, que possuem vazão sazonal ao longo do dia.

Nesse sentido, a proposta do presente trabalho foi avaliar a influência da diluição inicial do afluente sobre a estabilidade e a eficiência de um reator anaeróbio agitado mecanicamente, operado em batelada seqüencial e contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano, para o tratamento de água residuária sintética.

CAPÍTULO 2

OBJETIVOS

O objetivo principal do presente trabalho foi a avaliação do comportamento de um ASBR em escala de bancada contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano e agitado mecanicamente, para o tratamento de água residuária sintética, em função da diluição inicial do afluente. Foram estabelecidos, ainda, os seguintes objetivos específicos:

- a) Concepção, projeto, construção e operação do reator em regime de batelada com renovação de apenas parte do volume de água residuária tratada por ciclo;
- b) Avaliação da eficiência de remoção de matéria orgânica;
- c) Avaliação da estabilidade operacional quando o sistema era submetido a diferentes relações entre o volume renovado a cada ciclo e o volume de meio do reator, mantendo constante a carga orgânica volumétrica.

CAPÍTULO 3

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Histórico do Desenvolvimento dos Reatores Anaeróbios

As primeiras aplicações do tratamento anaeróbio surgiram no final do século XIX, sendo utilizado principalmente para digestão de lodos. Naquela época, a experiência acumulada com digestão anaeróbia de lodos mostrava que, mesmo com longos tempos para estabilização da matéria orgânica, somente 50% dos sólidos contidos no lodo podiam ser removidos por processo anaeróbio, o que levou os pesquisadores a perder o interesse na aplicação do processo para tratamento de resíduos líquidos (NDON & DAGUE, 1997).

O primeiro sistema anaeróbio de tratamento foi criado em 1882, na França, denominado de “Fossa Automática Mouras”, na qual consistia de uma câmara fechada ao ar que permitia que materiais em suspensão presentes no esgoto fossem “liquefeitos”. Com o passar do tempo, várias outras unidades baseadas na “Fossa Automática Mouras” foram sendo desenvolvidas, como o “Tanque Talbot” criado nos Estados Unidos, em 1894, o “Tanque Séptico” na Inglaterra, em 1895, ainda muito utilizado para a degradação de matéria orgânica particulada em áreas sem redes coletoras de esgotos, e o “Tanque Imhoff”, na Alemanha, em 1905. No entanto, esses sistemas não provinham de agitação, sendo operados basicamente como sedimentadores e apresentando baixa eficiência de remoção de matéria orgânica; os Tanques Imhoff apresentavam o tanque de digestão diretamente ligado ao tanque de sedimentação,

tornando sua construção complexa, uma vez que para tratar grandes volumes de lodo eram necessários grandes alturas para o tanque. Sendo assim, em 1927, foi desenvolvido, na Alemanha, o primeiro sistema de aquecimento e digestão de lodo em tanque separado, que atingiu eficiências superiores aquelas até então apresentadas pelos tanques únicos e, como isso, todo tratamento de sólidos em suspensão passou a ser realizado nesses sistemas.

Bach¹ (1931) apud Ndon & Dague (1997) relatou que o tratamento anaeróbio poderia ser aplicado somente para digestão de lodo e não para tratamento de resíduos líquidos. Entretanto, Fullen² (1953) apud Ndon & Dague (1997) obteve bons resultados no tratamento anaeróbio de resíduo líquido de fábrica de alimentos e, desde então, o processo anaeróbio passou também a ser utilizado para o tratamento de resíduos líquidos.

A partir da década de 50, a necessidade da manutenção de altas concentrações de microrganismos nos digestores, a qual não era possível nos processos convencionais de crescimento suspenso de biomassa, e a necessidade de um contanto mais eficiente entre a água residuária e a biomassa, de modo a compensar os vários problemas associados aos processos anaeróbios, como baixa velocidade de crescimento da biomassa, foi reconhecida, havendo assim um desenvolvimento mais significativo da tecnologia anaeróbia.

Um dos primeiros estudos sobre retenção de biomassa em reator anaeróbio foi realizado por Stander³ (1950) apud Ndon & Dague (1997). O pesquisador, tratando vários tipos de águas residuárias de indústrias de fermentação, verificou que a separação da biomassa do efluente e seu retorno para o reator foi útil na manutenção de elevada quantidade de microrganismos no interior do reator, aumentando consideravelmente a eficiência do processo.

Ao final da década de 60, Young e McCarty desenvolveram o sistema de tratamento conhecido como filtro anaeróbio ascendente, onde a biomassa ficava aderida a um suporte inerte, evitando assim sua lavagem para fora do reator enquanto o esgoto

¹ BACH, H. (1931). The cardinal points in the art of sludge digestion: a compressed summary of a quarter century of experience. *Sewage Works Journal*, **3**, pp.562-569.

² FULLEN, W. J. (1953) Anaerobic digestion of packing plant wastes. *Sewage Industry Wastes*, **25**, pp. 576-585.

era percolado ao longo do reator no sentido vertical. Este sistema de tratamento obteve grande sucesso na época, uma vez que promoveu a separação do tempo de detenção hidráulica (TDH) do tempo de residência celular (TRC), permitindo assim a manutenção de altas concentrações de biomassa no reator e, portanto, um maior contato entre o esgoto e a biomassa, aumentando a eficiência de remoção de matéria orgânica.

Desde então, novas configurações de reatores foram constantemente propostas, sempre visando a máxima retenção de elevadas concentrações de biomassa no reator, podendo-se, assim, obter eficiências de remoção de matéria orgânica maiores com tempos de detenção hidráulica menores e, portanto, com menores volumes de reator. Estes reatores, capazes de desvincular o tempo de detenção hidráulica do tempo de residência celular, foram chamados de “reatores de alta taxa”.

O maior responsável pelo crescimento da aplicação dos reatores anaeróbios como unidade principal de tratamento foi o reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo. Esse reator foi consagrado no mundo todo como UASB (“Upflow Anaerobic Sludge Blanket”) e possui certa semelhança com o filtro anaeróbio, sendo a principal diferença o fato de não possuir material de enchimento para servir de suporte para a biomassa, além de apresentar um sistema interno de separação de gases e sólidos. Nesse sistema, a biomassa suspensa no reator sob a forma de flocos ou grânulos densos é separada e reciclada, permitindo assim a sua retenção no reator por longos períodos. Um decantador na parte superior do reator e um dispositivo de separação de gases e sólidos localizado abaixo desse decantador, garante as condições ótimas de sedimentação das partículas que se separam da manta de lodo, permitindo seu retorno à câmara de digestão.

As mais diversificadas configurações de reatores anaeróbios vêm sendo desenvolvidas e estudadas atualmente. Dentre estas configurações de reatores aplicados ao tratamento de águas residuárias, tem-se o reator anaeróbio operado em batelada sequencial (ASBR), foco de estudo do presente trabalho.

³ STANDER, G. L. (1950). Effluents from fermentation industries. Part IV. A new method for increasing and maintaining efficiency in the anaerobic digestion of fermentation effluent. *Journal Institute Sewage Purification*, **4**, pp.438.

3.2. Reator Anaeróbio Operado em Batelada Sequencial

Ao final dos anos 60, McKinney, Pfeffer e Dague notaram que a floculação da biomassa anaeróbia acontecia de maneira análoga àquela observada nos processos de lodos ativados. Operando reatores em batelada, os pesquisadores verificaram que no fim do ciclo, em condições de escassez de substrato (baixa relação F/M), a biomassa floculava bem e sedimentava rápido. A partir desta observação, propôs-se que a separação de sólidos poderia ser feita por sedimentação interna no próprio reator, antes da descarga do sobrenadante. O procedimento proposto obteve grande êxito, uma vez que foi possível atingir altos tempos de residência celular e baixos tempos de detenção hidráulica e, ao mesmo tempo, um efluente de baixa concentração de sólidos suspensos. Na época, o processo foi chamado de “lodo ativado anaeróbio”. A partir desses resultados, Dague e seus colaboradores patentearam, em 1993, o processo denominado “reator anaeróbio operado em batelada sequencial” (*Anaerobic Sequencing Batch Reactor* - ASBR). Segundo Dague et al. (1992), a configuração do ASBR surgiu como alternativa ao processo anaeróbio de contato (mistura completa-alimentação contínua), devido à flotação da biomassa causada pelo biogás gerado, tornando necessário a presença de decantador externo para separação dos sólidos.

3.2.1. Princípio de Funcionamento

A característica básica do reator operado em batelada sequencial é ser preenchido com água residuária no início e esvaziado ao final do tratamento, repetindo-se a operação com nova batelada. O conteúdo do reator é misturado, permitindo um bom contato esgoto/biomassa. O tratamento é efetuado em tanque único, em uma seqüência operacional que compreende basicamente as seguintes fases: (a) enchimento com água residuária; (b) tratamento propriamente dito, por meio das reações ou transformações dos constituintes da água residuária por microrganismos; (c) sedimentação final do lodo biológico, após a finalização das reações; (d) esvaziamento do tanque, com a retirada do líquido tratado e clarificado.

A concentração de substrato é maior logo após a alimentação, diminuindo com o

tempo de reação. Portanto, a operação desse reator resulta em baixa relação substrato/microrganismos e baixa produção de biogás na condição final de ciclo (favorecendo a floculação biológica e a sedimentação) e, ao mesmo tempo, em altas velocidades de reação e de produção de biogás logo após a etapa de alimentação (ANGENENT & DAGUE, 1995; DAGUE et al. 1992; SCHMIDT & DAGUE, 1993; SUNG & DAGUE, 1995).

O tempo requerido para a etapa de sedimentação depende da concentração de biomassa e de sua sedimentabilidade. Este tempo tem de ser baixo o suficiente de modo a promover o arraste pelo efluente da biomassa inativa de baixa sedimentabilidade, e alto o suficiente de maneira a manter a biomassa granular ativa, responsável pela remoção da matéria orgânica, no interior do reator (ANGENENT & DAGUE, 1995).

Dessa forma, em reatores operados em batelada, a formação de grânulos, a biodegradação e a capacidade de sedimentação podem ser eficientes.

3.2.2. Vantagens e Aplicações

Os reatores anaeróbios operados em batelada vêm recebendo maior atenção nos últimos anos, estando o seu uso prático voltado para o tratamento de águas residuárias em geral.

Comparado com um reator semelhante de alimentação contínua, esse tipo de reator oferece atrativas vantagens, como a não ocorrência de curto-circuitos devido ao reator ser alimentado em batelada, a não necessidade de mecanismos de distribuição no fundo do sistema e a ausência de sedimentador em separado e de recirculação externa de lodo biológico (SUNG & DAGUE, 1995).

A operação do ASBR é simples e exige pouca manutenção. Sua característica única é a habilidade para desenvolver e reter biomassa em seu interior através de um processo de seleção natural, em que a biomassa de baixa sedimentabilidade e de pouca ou nenhuma atividade metabólica é carregada com o sobrenadante no momento da descarga, e a biomassa ativa, de melhor sedimentabilidade, permanece no interior do reator, mantendo longos tempos de residência celular e aumentando o desempenho do reator (ZHANG et al. 1996).

Ruiz et al. (2001), utilizando um ASBR em escala laboratorial para o tratamento

de água residuária de vinícola, verificaram que a concentração residual de matéria orgânica no efluente, em termos de DQO solúvel, ficou muito próxima daquela obtida em tratamento aeróbio, tais como lodos ativados contínuos e descontínuos, evidenciando que, para este tipo de água residuária, o tratamento anaeróbio pode ser tão eficiente quanto o aeróbio, reduzindo o consumo de energia, uma vez que no tratamento anaeróbio não há a necessidade de fornecer oxigênio ao meio.

A aplicação de processos descontínuos em tratamento anaeróbio de águas residuárias pode ser apropriada nos seguintes casos (ZAIAT et al. 2001):

- a) Indústrias que lançam efluentes de forma intermitente ou atividades que geram efluentes apenas em algumas épocas do mês ou do ano;
- b) Indústrias que trabalham com padrões de lançamento muito restritivos ou com compostos de difícil degradação; neste caso, a qualidade do efluente pode ser controlada lançando-o no ambiente apenas quando os padrões forem atingidos ou quando o composto tóxico tiver sido satisfatoriamente degradado;
- c) Sistemas que visam o reuso de águas residuárias ou de substâncias nelas dissolvidas. O controle sobre a reutilização das águas pode ser maior e melhor do que em sistemas contínuos;
- d) Em trabalhos fundamentais que visem a elucidação de alguns fenômenos da degradação anaeróbia, devido à facilidade de instrumentação e controle.

Segundo Massé et al. (1997), uma desvantagem do ASBR é a dificuldade de se planejar a estratégia de uso do biogás gerado, uma vez que a produção de biogás não é uniforme durante a fase de alimentação e reação.

O desenvolvimento e o estudo de reatores anaeróbios em batelada é muito recente e os resultados obtidos até o momento podem ser considerados apenas indicativos e não conclusivos. Pesquisas sobre variáveis de influência como estratégia de alimentação e diluição inicial do afluente contribuirão para um melhor entendimento do processo.

3.2.3. ASBR Contendo Biomassa Imobilizada em Espuma de Poliuretano

Tecnologias empregando lodo granular e biofilme aderido são extensivamente estudadas atualmente, entretanto, parâmetros fundamentais para projeto, otimização e

aumento de escala de tais reatores anaeróbios heterogêneos são ainda raros na literatura. Na verdade, 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 se atingir o objetivo proposto. Portanto, o desenvolvimento de critérios racionais de projeto é de extrema importância para o desenvolvimento deste tipo de processo.

A introdução de reatores contendo biomassa imobilizada se apresenta como alternativa ao tratamento anaeróbio de águas residuárias. Esta imobilização ocorre através da formação de um biofilme aderido a um material suporte ou pela formação de lodo granular. Para reatores contínuos, a principal diferença destes reatores em relação aos convencionais é propiciarem a operação com tempos de residência celular elevados, mesmo quando operando com baixos tempos de detenção hidráulica, resultando em diminuição do volume reacional, tornando-os economicamente mais vantajosos (SPEECE, 1996). Por exemplo, considerando os reatores descontínuos, a utilização de suportes inertes permite melhor retenção de biomassa, assim como, eliminação da fase de sedimentação, proporcionando a redução de tempo do ciclo total. Além disso, a imobilização em suporte inerte pode eliminar as incertezas quanto ao processo de granulação.

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 μm mecanicamente retidos no interior dos poros da espuma, pequenas estruturas multicelulares aderidas à superfície interna 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.

A configuração do ASBR contendo biomassa imobilizada em cubos de espuma de poliuretano foi proposta por Ratusznei et al. (2000). 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. A utilização do suporte inerte, além de melhorar a retenção da biomassa, eliminou a etapa de sedimentação, com conseqüente redução do tempo total de ciclo.

Utilizando-se o mesmo sistema, Ratusznei et al. (2001) estudaram a influência da agitação mecânica sobre o desempenho do reator, sendo aplicadas velocidades de agitação variando de 0 a 750 rpm . A implementação da agitação aumentou a eficiência de remoção de matéria orgânica do sistema e permitiu redução do tempo total de ciclo de 8 para 3 horas.

Os avanços conseguidos com a utilização de reatores em batelada contendo biomassa imobilizada em matrizes de espuma de poliuretano (BORGES, 2003; CAMARGO et al. 2001, 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.

Estudos mais aprofundados, porém, devem ser realizados com a finalidade de avaliar a real aplicabilidade deste tipo de reator.

3.3. Variáveis de Influência no Desempenho do ASBR

Diversas são as variáveis que influenciam no desempenho do ASBR, tais como a intensidade e a frequência de agitação do meio reacional, a carga orgânica volumétrica e específica aplicada, o tempo de granulação, a temperatura, a relação tempo de alimentação/tempo de ciclo e a diluição inicial do afluente. É apresentado, a seguir, alguns estudos da literatura enfocando a influência de tais variáveis sobre o desempenho do reator, bem como outros trabalhos enfocando o uso de diferentes configurações para o ASBR.

3.3.1. Agitação

A resistência à transferência de massa da fase líquida para a biomassa pode reduzir a velocidade global de reação, diminuindo o desempenho do reator. Desta

forma, a agitação do meio torna-se importante desde que por meio desta aumenta-se o contato substrato/biomassa, reduzindo a resistência à transferência de massa e aumentando a velocidade global de reação e, portanto, o desempenho do reator.

A agitação do ASBR é realizada normalmente por agitação mecânica ou por reciclo do biogás gerado no processo. No entanto, Brito et al. (1997) afirmam que para o tratamento de águas residuárias de baixa carga, a produção de biogás é insuficiente para promover a turbulência necessária para minimizar a ocorrência de possíveis zonas de estagnação e resistência à transferência de massa. Atentados para este fato, os pesquisadores desenvolveram um ASBR para o tratamento de águas residuárias de baixa concentração (1000 mgDQO/L) na qual a agitação era promovida pela recirculação do efluente por uma bomba tipo diafragma, obtendo eficiências de remoção de DQO de 60 a 70% e qualificando a possibilidade do uso da recirculação do efluente para agitação do reator.

Angenent & Dague (1995) também afirmam que a produção de gás em reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial (ASBRs) tratando águas residuárias de baixa concentração é insuficiente para realizar agitação no reator, sendo necessário um sistema de agitação para distribuir uniformemente o substrato durante a fase de reação. Entretanto, segundo Dague et al.⁴ (1970) apud Angenent & Dague (1995), se a agitação for muito intensa, esta pode causar a destruição de grânulos, resultando em baixa eficiência de separação de sólidos.

Dague et al.⁴ (1970) apud Angenent & Dague (2001) mostraram que a agitação intermitente de ASBRs, em relação à contínua, otimizou o processo de biofloculação e sedimentação, resultando em aumento na produção de biogás e na eficiência de remoção de DQO e sólidos. Sung & Dague (1992) mostraram que o uso de agitação contínua ou intermitente não influenciou no desempenho do reator em termos de remoção de DQO e produção de metano.

Angenent et al. (2001), avaliando o efeito da duração e da intensidade de agitação sobre o desempenho de ASBRs de 5 L de volume útil 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

⁴ DAGUE, R. R.; McKINNEY, R. E.; PFEFFER, J. T. (1970). Solids retention in anaerobic waste treatment systems. *Journal Water Pollution Control Federation*, **42**, R29-R46.

autores, a agitação contínua resulta no desenvolvimento de uma 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.

Massé & Masse (2000), utilizando agitação intermitente (um minuto de agitação a cada cinco minutos) por recirculação de biogás gerado em ASBRs de 42 L, tratando água residuária de matadouro de suíno, obtiveram eficiências de remoção de DQO total entre 90 e 96%, para cargas orgânicas volumétricas variando de 2,07 a 4,93 gDQO/L.d.

Camargo et al. (2001, 2002), utilizando um ASBR com biomassa imobilizada e recirculação da fase líquida 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 com o uso da recirculação, 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. (2003a, 2003b), tratando água residuária sintética com concentração de 500 mgDQO/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% depois da implantação da recirculação. Estudos cinéticos indicaram, também, que a constante de primeira ordem da reação aumentou (de 1,19 a 2,00 h⁻¹) com o aumento da velocidade superficial (de 0,032 a 0,191 cm/s) até um valor estável (1,90 h⁻¹) para valores maiores de velocidade superficial (de 0,191 a 0,467 cm/s). Além disso, utilizando velocidade de recirculação de 0,191 cm/s, também verificaram aumento da velocidade global da reação com possibilidade de redução do tempo de ciclo.

3.3.2. Carga Orgânica Volumétrica e Relação F/M

Dague et al. (1992), tratando água residuária a base de leite desnatado em ASBRs de 13 L de volume útil, numa faixa de COV de 0,5 a 5,0 gDQO/L.d para vários tempos de detenção hidráulica (TDHs), verificaram que para TDH de 1,08 e 2,17 dias, a eficiência de remoção de DQO ficou em torno de 80% para COV até 4 gDQO/L.d, diminuindo a partir daí. Para o TDH de 0,54 dias, a eficiência de remoção de DQO foi de aproximadamente 80% para cargas orgânicas volumétricas (COVs) menores que 2 gDQO/L.d, diminuindo para 70% em COVs maiores que 3 gDQO/L.d. O tempo de detenção hidráulica (TDH), para ASBRs, é calculado dividindo-se o tempo de ciclo pela relação entre o volume renovado a cada ciclo e o volume de meio reacional do reator (V_A/V_u).

Schmit & Dague (1993), utilizando ASBRs de 12 L para o tratamento de resíduo suíno, numa faixa de COV aplicada variando de 0,9 a 5 gSV/L.d, para vários TDH, verificaram que a eficiência de remoção de DQO diminuiu com o aumento da COV para todos os TDHs utilizados, sendo que esta diminuição foi mais significativa para TDH de 6 dias do que para TDH de 9 e 12 dias.

Reyes III & Dague (1995) utilizaram dois ASBRs de 10 L de volume útil cada operados a 35 °C em ciclos de 6 horas para o tratamento de água residuária composta de leite desnatado, visando estudar os efeitos de diferentes concentrações iniciais de células (biomassa) sobre o desempenho do reator. Foram estudadas seis diferentes concentrações de células, variando entre 1500 a 21800 mgSSV/L. Os autores observaram que menores tempos de partida foram atingidos com baixas relações F/M, ou seja, com mais altas concentrações iniciais de células. Para relações substrato/microrganismo (F/M) variando de 0,09 a 0,40 mgDQO/mgSSV.d, as eficiências de remoção de DQO solúvel e total foram de 90 e 80%, respectivamente. Para relações F/M de 1,00 e 1,33 mgDQO/mgSSV.d, as eficiências de remoção de DQO solúvel permaneceram em torno de 90% e as eficiências de remoção de DQO total foram menores que 80%. Segundo os autores, a diminuição da eficiência de remoção de DQO total nas condições de maior relação F/M ocorreu pois a produção de biogás durante a etapa de sedimentação foi maior, dificultando assim a separação da biomassa, na qual era lavada junto com o efluente aumentando sua DQO total.

Timur & Öztürk (1999) avaliaram o desempenho de seis ASBRs em escala

laboratorial operados a 35 °C, tratando chorume de aterro sanitário. Os estudos experimentais foram feitos com cargas orgânicas volumétricas (COVs) variando de 0,4 a 9,4 gDQO/L.d e cargas orgânicas específicas (COEs) variando de 0,2 a 1,9 gDQO/gSSV.d através da aplicação de TDHs situados na faixa de 10 a 1,5 dias e concentrações afluentes de 3800 a 15900 mgDQO/L. Os autores verificaram que aumentos da carga orgânica volumétrica e específica resultaram em maiores velocidades de degradação de matéria orgânica, maior produção de metano e menores eficiências de remoção de DQO, que mantiveram-se no intervalo de 64 a 85%.

Dugba et al. (1999) utilizando um sistema composto de dois ASBRs operando em dois estágios de temperatura (termofílica-mesofílica) para o tratamento de estrume bovino, verificaram que o tempo de residência celular decresceu quando cargas orgânicas volumétricas acima de 4 gSV/L.d foram aplicadas. Segundo os autores, maiores cargas orgânicas volumétricas levam a maiores concentrações de sólidos suspensos no reator, aumentando a dificuldade e o impedimento da sedimentação da biomassa e, conseqüentemente, diminuindo o tempo de residência celular.

3.3.3. Granulação da Biomassa

O fenômeno da granulação ocorre através da aderência de microrganismos uns aos outros ou à 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 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.⁵ (1993) apud Banik et al. (1997) e Nishio et al.⁶ (1993)

⁵ BHATTI, 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.

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 à 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 que àquela apresenta, permitindo ao processo atingir maiores velocidades de estabilização de matéria orgânica (WIRTZ & DAGUE, 1996).

Wirtz & Dague (1996), usando quatro ASBRs de 12 L de volume útil, operados a 35 °C e com ciclos de 6 horas para o tratamento de água residuária sintética a base de sacarose, estudaram o fenômeno da granulação, com o objetivo de minimizar o tempo necessário para formar 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.

Wirtz & Dague (1997), objetivando estudar métodos para minimizar o tempo geralmente requerido para formação de grânulos, adicionaram polímeros catiônicos à ASBRs de 12 L de volume útil operados a 35 °C tratando água residuária sintética a base de sacarose e verificaram que o tempo requerido para formação de grânulos e tratamento estável foi reduzido a aproximadamente 75% comparado a um ASBR sem adição de polímero.

3.3.4. Temperatura

Dague et al. (1992), tratando resíduo de suínocultura em ASBRs de 12 L de

⁶ 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.

volume útil, operados a 35 °C com COV variando de 1,09 a 5,38 gSV/L.d, e a 25 °C com COV variando de 1,04 a 6,82 gSV/L.d, verificaram que, na faixa de COV aplicada e para um mesmo TDH, a eficiência de remoção de sólidos voláteis não foi afetada pela temperatura. Além disso, notaram que na faixa de COV aplicada, a retenção de sólidos no reator foi maior a 25 °C do que a 35 °C. Segundo os autores, o ASBR foi capaz de compensar a diminuição da velocidade de reação a baixas temperaturas pelo aumento da concentração de biomassa no interior do reator.

Resultados e conclusões semelhantes foram relatadas por Schmit & Dague (1993). Os pesquisadores notaram que a medida que a temperatura do reator foi reduzida, a velocidade de remoção de matéria orgânica pelos microrganismos diminuiu; entretanto, a retenção de sólidos melhorou e a produção de biogás permaneceu constante, mostrando que quando a temperatura decresce, o tempo de residência celular tende a crescer, compensando a queda na velocidade de remoção de matéria orgânica causada pela diminuição da temperatura e, portanto, mantendo-se a eficiência do sistema. Além disso, os autores afirmam que o aumento do tempo de residência celular ocorre pois a velocidade de decaimento endógeno dos microrganismos é menor em temperaturas mais baixas.

Welper et al. (1997) criaram um sistema composto por dois ASBRs operados em série e em diferentes temperaturas para o tratamento de água residuária sintética composta de leite desnatado. O primeiro reator operou a 55 °C e o segundo a 35 °C, sob COVs de até 22 gDQO/L.d. O sistema proposto minimizou desvantagens tais como a geração de odores desagradáveis (comumente associados ao tratamento termofílico) e menores velocidades de degradação (comumente associadas ao tratamento mesofílico), atingindo eficiência de remoção de DQO solúvel e total de, respectivamente, 95 e 90%.

Banik et al. (1997) estudaram a estrutura e a atividade metanogênica de grânulos formados em um ASBR operando na faixa psicrófila de temperaturas tratando água residuária sintética diluída a base de leite desnatado e verificaram que as baixas temperaturas não causaram efeitos significativos na estrutura dos grânulos e na atividade de bactérias mesofílicas, que mantiveram sua capacidade de degradar acetato e propionato.

Bodik et al. (2001) estudaram o efeito da temperatura e do tempo de detenção hidráulica no desempenho de um filtro anaeróbio e de um ASBR tratando uma mistura

de substrato sintético (glicose e sacarose) e água residuária municipal real, com concentração média de 300 mgDQO/L. Para o ASBR, a eficiência média de remoção de DQO variou de 56 a 88%, dependendo da temperatura e do tempo de detenção hidráulica. Para um mesmo tempo de detenção hidráulica, temperaturas mais baixas resultaram em menores eficiências de remoção de DQO. No entanto, esse decréscimo de eficiência foi menor para tempos de detenção hidráulica maiores, mostrando que o efeito da temperatura sobre o desempenho do reator pode ser minimizado pela utilização de maiores tempos de detenção hidráulica, promovendo um maior contato entre o substrato e a biomassa.

Massé et al. (1996), operando vários ASBRs a temperatura de 20 °C para o tratamento de estrume suíno, observaram que o processo se manteve estável e que a eficiência de remoção de DQO solúvel permaneceu na faixa de 84 a 93%.

Massé et al. (1997), utilizando ASBRs em escala laboratorial operados a temperatura de 20 °C, trataram estrume suíno com concentração de DQO solúvel e total de, respectivamente, 39 e 84 gDQO/L. Os resultados indicaram que o processo promoveu a redução de odores desagradáveis e manteve sua estabilidade, apresentando eficiências de remoção de DQO solúvel e total na faixa de 85 a 96% e 58 a 73%, respectivamente.

Dague et al. (1998), tratando água residuária sintética a base de leite desnatado (600 mgDQO/L), estudaram a influência da temperatura e do tempo de detenção hidráulica no desempenho de um ASBR. Foram estudadas temperaturas de 5 a 25 °C e tempos de detenção hidráulica de 24, 16, 12, 8 e 6 horas, correspondendo a cargas orgânicas volumétricas de 0,6, 0,9, 1,2, 1,8 e 2,4 gDQO/L.d, respectivamente. Eficiências de remoção de DQO solúvel de 90% foram atingidas em temperaturas de 20 e 25 °C em todos os tempos de detenção hidráulica estudados. Mesmo com o reator operando na menor temperatura (5 °C) e no menor tempo de detenção hidráulica (6 h), foram obtidas eficiências de remoção de DQO solúvel de até 62%. Além disso, os autores estimaram o valor da velocidade específica máxima de consumo de substrato para todas as temperaturas estudadas e verificaram um aumento desse parâmetro com a temperatura.

3.3.5. Diluição Inicial do Afluente

Mudanças nas condições de operação do ASBR, tais como o uso de um tempo de alimentação maior, ou um menor tempo de ciclo, renovando-se apenas parte do volume de meio reacional a cada novo ciclo, resultam em menores concentrações de matéria orgânica no reator ao longo de todo o ciclo, o que acarreta em uma menor velocidade média de reação, podendo diminuir a eficiência global do processo. Entretanto, estas estratégias de operação podem conferir ao sistema maior flexibilidade operacional, incorporando vantagens ao processo, como a não necessidade de tanques de equalização.

Suthaker et al. (1991), utilizando 5 ASBRs em escala laboratorial para o tratamento de substrato sintético a base de glicose com concentração de 35000 mgDQO/L, estudaram a influência da relação tempo de alimentação/tempo de reação e do tempo de ciclo sobre o desempenho dos reatores. Os pesquisadores verificaram que, para um mesmo tempo de ciclo, o aumento da relação tempo de alimentação/tempo de reação resultou em aumento na eficiência de remoção de DQO solúvel. Mantendo-se constante a relação tempo de alimentação/tempo de reação, foi verificado que o aumento do tempo de ciclo resultou em aumento na eficiência de remoção de DQO solúvel. Os pesquisadores ressaltam que o desempenho do reator foi mais influenciado pelo tempo de ciclo do que pela relação tempo de alimentação/tempo de reação.

Schmit & Dague (1993), utilizando ASBRs de 12 L para o tratamento de resíduo de suínocultura, com renovação de apenas parte do volume útil a cada ciclo, verificaram que para menores relações entre o volume alimentado e o volume de meio reacional (V_A/V_u) e, portanto, para menores tempos de ciclo, os níveis de concentração de amônia no reator não ultrapassaram 750 mg/L, devido ao efeito da diluição inicial do afluente. Isto é interessante, uma vez que, segundo McCarty⁷ (1964) apud Schmit & Dague (1993), concentrações de amônia maiores que 1500 mg/L já são consideradas inibitórias à biomassa.

Angenent & Dague (1995), tratando água residuária a base de sacarose em um ASBR de 12 L de volume útil, verificaram após 55 dias de operação que a altura da

⁷ MCCARTY, P. L. (1964). Anaerobic waste treatment fundamentals: II. Environmental requirements and control. *Public Works*, **10**, pp.123-126.

manta de lodo no reator atingiu seu valor máximo e a biomassa passou a sair pelo duto de saída do efluente. Segundo os autores, um aumento do número de ciclos proporcional à uma diminuição do volume renovado a cada ciclo resolveria esse problema, pois resultaria em um maior volume residual de meio no interior do reator e, portanto, em um duto de saída de efluente mais alto, aumentando assim a quantidade de biomassa no reator.

Massé et al. (1996) estudaram a influência do tempo de enchimento e de reação sobre o desempenho de ASBRs de 40 L de volume útil operados à 20 °C sob agitação intermitente para o tratamento de estrume de suíno. Foram utilizados tempos de enchimento e de reação de 1, 2 e 4 semanas e, portanto, tempos de ciclo de 2, 4 e 8 semanas, respectivamente, mantendo a COV constante e igual a 6 gDQO/L.d. Os pesquisadores verificaram que a variação do tempo de ciclo não influenciou significativamente no desempenho dos reatores, que atingiram eficiências de remoção de DQO solúvel maiores que 84% e produção de metano a partir de 0,48 L/gSV.

Massé et al. (1997) avaliaram o desempenho de oito ASBRs de 25 L operados a temperatura de 35 °C, em função do tipo de inóculo e da COV aplicada para o tratamento de estrume suíno com DQO total e solúvel de, respectivamente, 84 e 39 gDQO/L. Foram aplicadas COVs variando de 0,7 a 1,2 gDQO/L.d e os tempos de alimentação e de reação dos reatores foram de 4 semanas cada. Foi observado um rápido crescimento da concentração de ácidos voláteis durante o período de alimentação. No entanto, segundo os autores, os microrganismos não foram inibidos pelo aumento da concentração de ácidos, uma vez que a produção de metano durante este período também aumentou. Durante a etapa de reação houve rápida utilização de ácido acético e butírico, com simultâneo aumento do pH e da alcalinidade.

Bagley & Brodkorb (1999) estudaram a degradação de glicose em um ASBR em escala laboratorial, aplicando COVs de 1 e 2 gDQO/L.d. Os autores verificaram que, para tempos de alimentação curtos, houve acúmulo de ácidos voláteis no reator, especialmente o propiônico. Para COV de 1 gDQO/L.d, porém com um tempo de alimentação maior, verificaram que, embora a concentração de matéria orgânica no reator tenha sido menor ao longo do ciclo, resultando em menores velocidades de reação, as concentrações de ácidos voláteis no reator e no efluente foram menores e a estabilidade do reator foi atingida mais rapidamente.

Chang et al. (1994) avaliaram o desempenho de ASBRs para o tratamento de lodo de ETE municipal. Os reatores foram operados com renovação de apenas parte do

volume útil. Em uma das condições operacionais o tempo de ciclo foi de 3 horas com renovação de 30% do volume útil e, em outra condição, o tempo de ciclo foi de 4 horas com renovação de 40% do volume útil, de modo a manter constante o TDH de 10 dias em ambas as condições. Os pesquisadores concluíram que a relação entre o volume renovado e o volume útil não afetou a estabilidade e o desempenho dos reatores, que atingiram eficiências de remoção de DQO solúvel acima de 90%. Entretanto, cabe lembrar que, embora o TDH tenha sido mantido constante nas condições estudadas, a concentração afluyente variou de 11,11 a 21,62 gDQO/L, causando variação na COV entre 1,05 e 2,20 gDQO/L.d.

Shizas & Bagley (2002), utilizando um ASBR de 12 L de volume útil para o tratamento de água residuária sintética a base de glicose, estudaram a influência da relação tempo de alimentação/tempo de ciclo e da concentração inicial do afluyente sobre o desempenho do reator. Os pesquisadores verificaram que, para uma mesma COV de 3,2 kgDQO/m³.d e mesma relação tempo de alimentação/tempo de ciclo, uma diminuição da concentração do afluyente proporcional a uma diminuição do tempo de ciclo resultou num menor acúmulo de ácidos durante o ciclo. Para uma mesma COV de 3,2 kgDQO/m³.d, o aumento da relação tempo de alimentação/tempo de ciclo resultou na diminuição do acúmulo de ácidos ao longo do ciclo.

Orra et al. (2003), estudando a influência da estratégia de alimentação no desempenho de um ASBR com biomassa imobilizada em cubos de espuma de poliuretano e recirculação da fase líquida, para o tratamento de água residuária sintética (500 mgDQO/L), observaram uma ligeira queda na eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada (em termos de DQO) de 85% para 81%, quando o tempo de alimentação foi aumentado de 6 minutos para 360 minutos.

Borges (2003) utilizou um ASBR contendo biomassa imobilizada em cubos de espuma de poliuretano com o objetivo de estudar a influência do tempo de alimentação sobre a estabilidade e a eficiência do sistema. O reator, provido de agitação mecânica (500 rpm) e mantido a temperatura de 30 °C, tratou 2,5 L de água residuária sintética a cada ciclo de 8 horas. O pesquisador verificou que para valores da razão tempo de alimentação/tempo de ciclo menores que 0,5, o sistema atingiu eficiências de remoção de matéria orgânica filtrada e não filtrada maiores que 75 e 70%, respectivamente; entretanto, para as demais condições em que os valores da razão tempo de alimentação/tempo de ciclo foram maiores que 0,5, registrou-se queda na eficiência do sistema e formação de polímeros extracelulares.

3.4. Considerações Finais

A literatura mostra um desenvolvimento significativo da biotecnologia anaeróbia aplicada ao tratamento de águas residuárias nos últimos anos, com novas configurações de biorreatores visando a retenção de elevadas quantidades de biomassa sendo constantemente propostas, buscando o aumento da eficiência e a viabilidade da aplicação desses processos em escala industrial, minimizando assim custos de implantação e operação. A utilização de reatores operados em batelada seqüencial contendo biomassa anaeróbia imobilizada em suporte inerte permitiu a manutenção de elevadas quantidades de biomassa no reator e a eliminação da etapa de sedimentação, com conseqüente redução do tempo total de ciclo.

Estudos sobre a influência da diluição inicial do afluente neste tipo de reator, seja através da operação com um tempo de enchimento maior, como citado nos trabalhos de Orra et al. (2003) e Borges (2003), ou pela renovação de apenas parte do volume de água residuária tratada por ciclo, caso deste trabalho, mostram que a adoção destas estratégias de operação podem conferir ao sistema maior flexibilidade operacional sem diminuição significativa de seu desempenho. A diferença dos trabalhos de Orra et al. (2003) e Borges (2003) em relação à este trabalho está no fato de que, nos referidos trabalhos, a diluição inicial do afluente ocorreu aos poucos e continuamente, a medida que o reator era alimentado ao longo do ciclo; já neste trabalho, a diluição inicial do afluente não ocorreu continuamente e sim por etapas, no início de cada ciclo.

Estudos sobre diluição inicial do afluente ainda são escassos na literatura e a aplicação do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial em escala plena está distante, pois diversos fenômenos fundamentais e aspectos tecnológicos ainda devem ser elucidados, com a finalidade de avaliar a real aplicabilidade deste tipo de reator.

CAPÍTULO 4

MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Materiais

4.1.1. Configuração do Reator

O sistema utilizado foi inicialmente proposto por Ratusznei et al. (2000); no entanto, neste trabalho, utilizou-se agitação mecânica e, no trabalho citado, foi utilizada agitação magnética. O reator, cujo esquema é mostrado na Figura 4.1, foi constituído por um frasco de acrílico cilíndrico de 20 cm de diâmetro e 20 cm de altura, com capacidade total nominal de seis litros.

A mistura do meio reacional, promovida por um motor de indução (Marconi[®], modelo MA 259), foi implementada por um impelidor tipo turbina de 6 cm de diâmetro externo e 4,5 cm de diâmetro interno do disco, constituído por seis pás planas verticais com 1,5 cm de altura e 1,5 cm de largura. Utilizou-se agitação de 500 rpm, de acordo com estudos realizados por Ratusznei et al. (2001). O impelidor foi mantido à uma distância de 6 cm do fundo do reator.

A alimentação e descarga foram realizadas por bombas tipo diafragma marca Prominente[®], modelos β e Concept, respectivamente, auxiliadas por um sistema de automação composto por temporizadores marca Grasslin[®], modelo Logica 500. Para manter sua temperatura aproximadamente constante, o reator foi colocado numa câmara

mantida à 30 ± 1 °C, onde a manutenção da temperatura foi realizada por um sistema composto de sensor, controlador (Novus[®], modelo N480), ventilador e resistência elétrica.

As biopartículas foram confinadas em um cesto de aço Inox – 316 perfurado de 16 cm de altura, possuindo diâmetro interno (onde é introduzido o eixo de agitação) e externo de, respectivamente, 7 cm e 19 cm. As partes lateral do cilindro interno, superior e inferior do cesto continham uma tela de modo a confinar os cubos contendo a biomassa imobilizada, utilizando a própria parede do reator como limite externo do cesto, não necessitando, assim, de tela.

FIGURA 4.1: Esquema do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada [Notação: (1) Reator contendo biomassa imobilizada, (2) Afluente, (3) Bomba de alimentação, (4) Motor de indução, (5) Impelidor tipo turbina com 6 pás planas, (6) Bomba de descarga, (7) Reservatório paralelo, (8) Descarga, (9) Sistema de automação; — linhas hidráulicas; linhas elétricas].

As fotografias da montagem experimental, do reator em operação, do cesto de aço inox e do impelidor, são apresentadas nas Figuras 4.2 a 4.5.

FIGURA 4.2: Fotografia da montagem experimental.

FIGURA 4.3: Fotografia do ASBR em funcionamento.

FIGURA 4.4: Fotografia do cesto onde foram acondicionadas as biopartículas de espuma de poliuretano (Diâmetro interno = 7 cm, diâmetro externo = 19 cm, altura = 16 cm).

FIGURA 4.5: Fotografia do impelidor tipo turbina com 6 pás planas verticais de 1,5x1,5 cm de lado (Diâmetro externo = 6 cm, diâmetro interno = 4,5 cm).

4.1.2. Suporte de Imobilização da Biomassa Anaeróbia

Como suporte de imobilização da biomassa foi utilizada espuma de poliuretano na forma de cubos, com densidade aparente de 23 kg/m^3 e porosidade próxima a 95% (produzida pela empresa Edmil Indústria e Comércio – Elói Mendes, MG). A espuma, cortada na forma de cubos de 1 cm de aresta, foi confeccionada sem adição de corantes ou aditivos.

4.1.3. Inóculo

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

4.1.4. Água Residuária Sintética

O biorreator foi alimentado com um substrato sintético, composto por proteínas (na forma de extrato de carne), carboidratos de fácil e difícil degradação (nas formas de sacarose, amido e celulose), lipídeos (na forma de óleo de soja), micronutrientes (na forma de solução de sais) e bicarbonato de sódio para tamponamento, preparado de acordo com Torres (1992). Essa composição de substrato sintético foi utilizada em vários trabalhos realizados na EESC/USP e na EEM/IMT, reproduzindo as características da parte solúvel de esgotos domésticos em geral. A água residuária sintética, logo depois de preparada, foi esterilizada à 121°C durante 15 minutos em autoclave vertical (Phoenix[®], modelo AV 75) para evitar mudanças significativas nas suas características ao longo da operação. As características da água residuária sintética

estão apresentadas nas Tabelas 4.1 e 4.2 para uma concentração da ordem de 500 mgDQO/L.

TABELA 4.1: Descrição da água residuária sintética.

<i>Composto orgânico</i>	<i>DQO (%)</i>	<i>Constituinte</i>
Proteínas	50	Extrato de carne
Carboidratos	40	Sacarose, Amido, Celulose
Lipídeos	10	Óleo de soja

TABELA 4.2: Composição da água residuária sintética utilizada nos experimentos.

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

* Adição de 3 gotas de detergente comercial por litro de solução para emulsionar o óleo.

4.2. Métodos

4.2.1. Análises Físico-Químicas

As variáveis operacionais analisadas, considerando amostras do afluente e efluente, foram: Concentrações de matéria orgânica (medida indiretamente como demanda química de oxigênio – DQO) nas formas não filtrada (C_{ST}) e filtrada (C_{SF}), de sólidos totais (ST), voláteis totais (SVT), suspensos totais (SST) e suspensos voláteis (SSV), de ácidos voláteis totais (AVT) e de alcalinidade total (AT), parcial (AP), intermediária (AI) e a bicarbonato (AB), além da medida do pH e do volume descarregado. As análises foram realizadas segundo o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1995), considerando também o método proposto por Ripley et al. (1986) na determinação da alcalinidade. As análises de concentrações de matéria orgânica e de volume descarregado foram feitas diariamente e os demais parâmetros foram monitorados com uma frequência de, pelo menos, duas vezes por semana.

4.2.2. Análises Microbiológicas

Ao final da segunda e da quarta condição operacional foram retiradas do reator amostras de biopartículas de espuma de poliuretano com a biomassa imobilizada para análise microbiológica. As biopartículas foram retiradas em diferentes cotas ao longo da altura do reator e alocadas em frasco de vidro de 20 mL. As amostras, no interior do frasco de vidro, foram mantidas a 10 °C e em meio de nitrogênio gasoso até que a análise fosse realizada.

A análise microbiológica do lodo anaeróbico foi realizada por microscopia óptica comum e de contraste de fase por fluorescência, utilizando microscópio Olympus® modelo BH2 com sistema de câmera digital Optronics, com aquisição de imagens feita pelo software Image Pro-Plus versão 4.5.0.

As análises microbiológicas foram úteis para avaliação das mudanças na

ecologia microbiana, à medida que se aumentava a diluição inicial do afluente no sistema.

4.2.3. Composição do Biogás

A composição do biogás gerado pela degradação anaeróbia foi analisada por cromatografia gasosa utilizando um cromatógrafo Hewlett Packard® modelo 6890 com detector de condutividade térmica. O gás de arraste utilizado foi o hidrogênio, numa vazão de 50,0 mL/h. A temperatura da coluna, do injetor e do detector foram, respectivamente, 35, 60 e 160 °C e o volume de cada amostra coletada foi de 1 mL.

4.3. Procedimento Experimental

4.3.1. Imobilização da Biomassa Anaeróbia

O lodo anaeróbio foi imobilizado em partículas cúbicas de espuma de poliuretano, conforme metodologia proposta por Zaiat et al. (1994). A espuma de poliuretano, cortada na forma de cubos de 1 cm de aresta, foi colocada em um béquer. O lodo, depois de macerado e peneirado, foi adicionado ao béquer até que toda a espuma ficasse em contato com a suspensão. Decorrido um período de contato de 2 horas, as matrizes com as células aderidas foram colocadas em meio (o mesmo utilizado no experimento) para lavagem dos sólidos fracamente aderidos. O meio foi drenado e a biomassa imobilizada foi colocada no cesto alocado no interior do reator. Na Figura 4.6 é apresentada uma fotografia dos cubos de espuma de poliuretano antes e depois da imobilização da biomassa.

FIGURA 4.6: Fotografia dos cubos de espuma de poliuretano antes (esquerda) e depois (direita) da imobilização.

4.3.2. Operação do Reator

O reator foi operado à temperatura de aproximadamente 30°C com concentração de matéria orgânica no afluente de, aproximadamente, 500 mgDQO/L. O ciclo de operação em batelada do reator foi variado conforme a relação entre o volume alimentado e o volume de água residuária contida no reator de modo a manter constante a carga orgânica volumétrica de, aproximadamente, 1,5 gDQO/L.d, considerando como condição padrão (1) um volume alimentado de 2,5 litros, sem volume residual e um ciclo de 8 horas (3 ciclos por dia). Logo, as demais condições estudadas foram: (2) volume alimentado de 1,87 litros com volume residual de 0,63 litros e ciclo de 6 horas (4 ciclos por dia); (3) volume alimentado de 1,25 litros com volume residual de 1,25 litros e ciclo de 4 horas (6 ciclos por dia); (4) volume alimentado de 0,63 litros com volume residual de 1,87 litros e ciclo de 2 horas (12 ciclos por dia); e (5) volume alimentado de 0,31 litros com volume residual de 2,19 litros e ciclo de 1 hora (24 ciclos por dia).

Dessa forma, a operação do sistema seguiu uma tendência de, a partir de uma

operação em batelada, se aproximar à uma operação contínua, pois a carga orgânica volumétrica adicionada ao reator se manteve constante, diminuindo o tempo de tratamento e o volume de efluente tratado por ciclo.

No início de um ciclo de operação, o reator foi alimentado com o volume determinado durante um período aproximado de 1 a 10 minutos, conforme o valor deste volume. O tempo de alimentação para a primeira, segunda e terceira condição operacional foi de 10 minutos e para as duas últimas condições operacionais, este tempo foi de 5 minutos. A fase de reação, cuja duração dependeu do volume tratado por ciclo, foi realizada com a agitação fixa de 500 rpm, valor este definido a partir de ensaios já realizados (RATUSZNEI et al. 2001). Ao término do ciclo, o efluente foi descarregado durante um período aproximado de 1 a 10 minutos, conforme o valor deste volume. O tempo de descarga para a primeira, segunda e terceira condição operacional foi de 10 minutos e para as duas últimas condições operacionais, este tempo foi de 5 minutos. Após o esvaziamento do reator, foi estabelecido um intervalo de tempo de 1 minuto como segurança no sincronismo de operação das duas bombas usadas na alimentação e descarga, controladas por temporizadores, para então, o próximo ciclo ser reiniciado.

4.3.3. Perfis ao Longo do Ciclo

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

As amostras retiradas para obtenção dos perfis foram coletadas em intervalos de tempo diferentes para cada condição operacional, de acordo com o tempo de cada ciclo. A contagem do tempo do perfil e retirada da primeira amostra, foi iniciada após 3 minutos do término da alimentação, tempo suficiente para uma completa

homogeneização do meio reacional.

Nos perfis de concentração de matéria orgânica, o volume de cada amostra coletada foi de 7 mL, seguindo o seguinte intervalo de tempo de retirada de amostras, para cada condição operacional: Na primeira, segunda e terceira condição operacional, em que a duração de cada ciclo foi de 8, 6 e 4 horas, respectivamente, as amostras foram coletadas em intervalos de tempo de 15 minutos até a 3ª hora do ciclo e a partir de então, em intervalos de 30 minutos. Na quarta e quinta condição operacional, em que a duração de cada ciclo foi de 2 e 1 hora, respectivamente, as amostras foram coletadas em intervalos de tempo de 15 minutos durante todo o ciclo. Os valores de concentração de matéria orgânica dos perfis foram normalizados, considerando-se como base a concentração média para os três ciclos no início da batelada e as eficiências relativas a cada amostragem durante o ciclo. O cálculo destas eficiências, nos perfis, foi feito sempre em relação à concentração de matéria orgânica filtrada no reator no início do ciclo (C_{SAFLO}) (primeira amostra do perfil), sendo esta última menor que a concentração de matéria orgânica no afluente (C_{SAFL}) devido ao efeito da diluição inicial do afluente.

Nos perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais, feitas por titulometria, o volume de cada amostra coletada foi de 20 mL, seguindo o seguinte intervalo de tempo de retirada de amostras, para cada condição operacional: Na primeira, segunda e terceira condição operacional as amostras foram coletadas em intervalos de tempo de 30 minutos durante todo o ciclo e na quarta e quinta condição operacional as amostras foram coletadas em intervalos de tempo de 20 minutos durante todo o ciclo. Em todos os perfis realizados, o volume total das amostras coletadas não excedeu 250 mL (10% do volume útil do reator).

A obtenção dos perfis de composição de biogás foi realizada através da injeção inicial de nitrogênio gasoso no reator durante 3 minutos, a fim de garantir que exatamente no início do ciclo (tempo zero) houvesse somente nitrogênio no “head space” do reator, garantindo que quantidades remanescentes de biogás geradas no ciclo anterior fossem expulsas. Decorrido os 3 minutos, o reator foi completamente vedado para evitar vazamentos e iniciou-se a retirada de amostras de biogás, que foi realizada em intervalos de 30 minutos para a segunda e terceira condição operacional, em intervalos de 15 minutos para quarta condição operacional e em intervalos de 10 minutos para quinta condição operacional, durante todo o ciclo. A retirada de biogás foi realizada utilizando-se uma seringa Supelco® e o volume de cada amostra coletada foi de 1 mL, sendo em seguida injetada no cromatógrafo. Para primeira condição

operacional não foi realizado perfil de biogás devido à problemas no cromatógrafo.

Todos os perfis foram realizados em triplicata, com exceção do perfil de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais da primeira condição operacional, que foi realizado em duplicata. O termo duplicata e triplicata, referem-se, respectivamente, a amostragens em dois e três dias.

Após obtenção destes perfis para cada condição operacional, a condição de operação foi mudada, ou seja, iniciou-se uma nova fase de operação, sendo retiradas amostras de biopartículas de espuma de poliuretano para análise dos sólidos relativos à biomassa imobilizada.

4.3.4. Análise de Sólidos na Espuma de Poliuretano

Ao final de cada condição operacional, depois de realizado todos os perfis, o sistema era desmontado para limpeza e a análise dos sólidos presentes na espuma de poliuretano imobilizada era realizada. Esta análise teve como objetivo determinar as concentrações de sólidos totais (S_{ST}) e sólidos voláteis totais (S_{SVT}) relativos à biomassa imobilizada presente no reator em cada condição operacional estudada, podendo-se ter assim uma estimativa da concentração de biomassa no reator, na forma de sólidos voláteis totais (S_{SVT}).

A análise foi realizada seguindo-se o seguinte procedimento: Desmontado o sistema, a massa total de espuma imobilizada foi medida e desse total foram retirados 4 cubos de espuma imobilizada, na qual a massa também foi medida. Em seguida, com auxílio de uma pinça, foi realizada uma lavagem dos 4 cubos de espuma imobilizada com água destilada para separação de toda biomassa da espuma. A água de lavagem, juntamente com a biomassa retirada da espuma, foram coletadas em uma cápsula de porcelana de 50 mL que foi em seguida levada à estufa a 105 °C por 24 horas e depois pesada para determinar a massa de sólidos totais, por diferença, conhecendo-se a massa da cápsula de porcelana seca. Em seguida, a cápsula foi colocada em mufla a 550 °C durante 2 horas e depois pesada para obter a massa de sólidos totais fixos, por diferença, conhecendo-se a massa da cápsula seca. A diferença entre a massa de sólidos totais e a massa de sólidos totais fixos forneceu a massa de sólidos voláteis totais.

Os 4 cubos de espuma de poliuretano limpos também foram colocados em uma

cápsula de porcelana e levados à estufa a 105 °C durante 24 horas, sendo em seguida pesada para obter a massa de espuma limpa, por diferença, conhecendo-se a massa da cápsula seca.

Tendo posse destes valores, pôde-se calcular a relação entre a massa de sólidos totais e sólidos voláteis totais por grama de espuma limpa, como também a relação entre a massa de espuma limpa e a massa de espuma imobilizada.

Finalmente, multiplicando-se a relação (massa de espuma limpa/massa de espuma imobilizada) pela relação (massa de sólidos voláteis totais/massa de espuma limpa) e a massa total de espuma imobilizada no reator, obteve-se a massa de sólidos voláteis totais em todo reator que, dividida por seu volume útil, forneceu a concentração de sólidos voláteis totais no reator. Da mesma maneira, a concentração de sólidos totais no reator foi obtida dividindo-se a massa de sólidos totais no reator pelo volume útil do reator, sendo a massa de sólidos totais no reator determinada multiplicando-se a relação (massa de espuma limpa/massa de espuma imobilizada) pela relação (massa de sólidos totais/massa de espuma limpa) e a massa total de espuma imobilizada no reator.

4.4. Fundamentos Teóricos

4.4.1. Eficiência de Remoção de Matéria Orgânica

A eficiência de remoção de matéria orgânica total (ϵ_{ST}) no sistema foi calculada considerando-se a seguinte Equação (4.1):

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

Onde C_{SAFL} é a concentração de matéria orgânica total no afluente e C_{ST} é a concentração de matéria orgânica total no efluente.

A eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada (ϵ_{SF}) foi calculada pela seguinte Equação (4.2):

$$\varepsilon_{SF} (\%) = \frac{C_{SAFL} - C_{SF}}{C_{SAFL}} \cdot 100 \quad (4.2)$$

Onde C_{SAFL} é a concentração de matéria orgânica total no afluente e C_{SF} é a concentração de matéria orgânica filtrada no efluente.

A eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada para os perfis foi calculada em relação à concentração de matéria orgânica filtrada no reator no início do ciclo (C_{SAFLO}) e é definida pela Equação (4.3):

$$\varepsilon (\%) = \frac{C_{SAFLO} - C_{SF}}{C_{SAFLO}} \cdot 100 \quad (4.3)$$

Onde C_{SAFLO} é a concentração de matéria orgânica filtrada no reator no início do ciclo (tempo zero), ou seja, a concentração de matéria orgânica filtrada no reator após a diluição inicial do afluente.

4.4.2. Tempo de Ciclo

A eficiência de unidades de tratamento biológico de águas residuárias depende de vários fatores diretamente relacionados às operações e processos que nelas ocorrem, como por exemplo, da natureza e da composição dos substratos presentes no afluente, das características e concentração da biomassa presente no reator, das condições ambientais (pH, temperatura, presença de nutrientes, inibidores ou tóxicos), dos fenômenos que governam o transporte de substrato às células e do tempo de contato entre o substrato e a biomassa.

Um dos parâmetros mais importantes no dimensionamento do ASBR é o tempo de ciclo. Conceitualmente, o tempo de ciclo representa o tempo médio de permanência da água residuária no interior de um ASBR operado convencionalmente.

4.4.3. Carga Orgânica Volumétrica

A carga orgânica volumétrica (COV) é definida como sendo a quantidade de matéria orgânica aplicada ao reator por unidade de tempo e volume de meio do reator, por exemplo, mgDQO/L.d.

Para reatores operados em batelada com renovação de apenas parte do volume de água residuária tratada por ciclo, a carga orgânica volumétrica pode ser calculada pela Equação (4.4):

$$COV = \frac{(V_A \cdot n) \cdot C_{SAFL}}{V_u} \quad (4.4)$$

Onde V_A é o volume de água residuária alimentada por ciclo, n é o número de ciclos por unidade de tempo, C_{SAFL} é a concentração de matéria orgânica no afluente e V_u é o volume de água residuária no reator.

Neste trabalho, o volume de água residuária alimentada por ciclo (volume tratado por ciclo) diminuiu proporcionalmente ao aumento do número de ciclos diários, de modo a manter constante a carga orgânica volumétrica de 1,5 gDQO/L.d para todas as condições operacionais estudadas.

4.4.4. Carga Orgânica Específica

A carga orgânica específica (COE) é definida como sendo a quantidade de matéria orgânica aplicada ao reator por unidade de tempo e massa de sólidos voláteis totais no reator, por exemplo, mgDQO/mgSVT.d.

Para reatores operados em batelada com renovação de apenas parte do volume de água residuária tratada por ciclo, a carga orgânica específica pode ser calculada pela Equação (4.5):

$$COE = \frac{(V_A \cdot n) \cdot C_{SAFL}}{M_{SVT}} \quad (4.5)$$

Onde V_A é o volume de água residuária alimentada por ciclo, n é o número de ciclos por unidade de tempo, C_{SAFL} é a concentração de matéria orgânica no afluente e M_{SVT} é a massa de sólidos voláteis totais no interior do reator.

4.4.5. Carga Orgânica Removida

A carga orgânica removida (COR) é definida como sendo a quantidade de matéria orgânica removida pelo reator por unidade de tempo e volume de meio do reator, por exemplo, mgDQO/L.d.

Para reatores operados em batelada com renovação de apenas parte do volume de água residuária tratada por ciclo, a carga orgânica removida, para amostras filtradas, pode ser calculada pela Equação (4.6):

$$COR_{SF} = \frac{(C_{SAFL} - C_{SF}) \cdot V_A}{V_u \cdot t_{tra}} \quad (4.6)$$

Onde C_{SAFL} é a concentração de matéria orgânica no afluente, C_{SF} é a concentração de matéria orgânica filtrada no efluente, V_A é o volume de água residuária alimentada por ciclo, V_u é o volume de água residuária no reator e t_{tra} é o tempo necessário para se atingir valores aproximadamente estáveis da concentração de matéria orgânica no interior do reator ao longo do ciclo, ou seja, o tempo para se atingir o patamar na curva dos perfis de concentração de matéria orgânica.

A carga orgânica removida, para amostras de efluente não filtradas, pode ser calculada pela Equação (4.7):

$$COR_{ST} = \frac{(C_{SAFL} - C_{ST}) \cdot V_A}{V_u \cdot t_{tra}} \quad (4.7)$$

Onde C_{SAFL} é a concentração de matéria orgânica no afluente, C_{ST} é a concentração de matéria orgânica não filtrada no efluente, V_A é o volume de água residuária alimentada por ciclo, V_u é o volume de água residuária no reator e t_{tra} é o

tempo necessário para se atingir o patamar na curva dos perfis de concentração de matéria orgânica.

Neste trabalho foi realizado, para todas as condições operacionais estudadas, o cálculo da carga orgânica removida pelo reator, para amostras de efluente filtradas e não filtradas.

CAPÍTULO 5

RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Monitoramento e Perfis Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 100% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 8 h

Nessa primeira condição operacional o reator foi operado em batelada com renovação de todo volume de meio reacional a cada ciclo de 8 horas. O período de operação foi maior (65 dias) do que o previsto (30 dias), uma vez que o início dessa primeira condição operacional foi utilizado para verificação do funcionamento do sistema, familiarização com as técnicas analíticas e eventuais ajustes operacionais, como calibração do sistema de descarga. Além disso, nas quatro primeiras semanas de operação o reator não apresentou valores estáveis de eficiência de remoção de matéria orgânica não filtrada, o que levou a um prolongamento do tempo de operação a fim de se obter esta estabilidade. Os valores médios das variáveis monitoradas para essa condição operacional são apresentados na Tabela 5.1. Os dados de operação nessa condição estão contidos no Apêndice I para o afluente e no Apêndice II para o efluente do reator.

TABELA 5.1: Valores médios das variáveis monitoradas para condição $V_A/V_u = 1$.

Variável	Afluente ^(a)	Efluente ^(a)
C_{ST} (mgDQO/L)	523 ± 54 ⁽²⁹⁾	109 ± 22 ⁽²⁶⁾
C_{SF} (mgDQO/L)	-	78 ± 9 ⁽²⁶⁾
ϵ_{ST} (%)	-	79 ± 4 ⁽²⁶⁾
ϵ_{SF} (%)	-	85 ± 2 ⁽²⁶⁾
AVT (mgHAc/L)	30 ± 8 ⁽¹³⁾	17 ± 3 ⁽¹³⁾
AB (mgCaCO ₃ /L)	120 ± 5 ⁽¹³⁾	216 ± 14 ⁽¹³⁾
AI/AP	$0,28 \pm 0,05$ ⁽¹³⁾	$0,27 \pm 0,02$ ⁽¹³⁾
pH	$8,8 \pm 0,3$ ⁽¹³⁾	$7,2 \pm 0,1$ ⁽¹³⁾
$V_{Descarregado}$ (L)	-	$2,44 \pm 0,22$ ⁽³⁰⁾
ST (mg/L)	977 ± 84 ⁽¹²⁾	713 ± 76 ⁽¹²⁾
SVT (mg/L)	549 ± 52 ⁽¹²⁾	259 ± 48 ⁽¹²⁾
SST (mg/L)	52 ± 25 ⁽¹²⁾	43 ± 25 ⁽¹²⁾
SSV (mg/L)	37 ± 24 ⁽¹²⁾	25 ± 16 ⁽¹²⁾

^(a) Número de amostras utilizadas no cálculo da média.

Na Figura 5.1 são apresentados os valores de concentração de matéria orgânica no efluente para amostras filtradas e não filtradas. Observa-se que durante todo o período a concentração de matéria orgânica filtrada no efluente manteve-se em valores estáveis, já a estabilização nos valores de concentração de matéria orgânica não filtrada no efluente passou a ser observada somente após 28 dias de operação. No entanto, é importante ressaltar que houve a formação de material viscoso de aparência polimérica e provável origem microbiológica no reator, fazendo com que, mesmo após 28 dias de operação, a concentração de matéria orgânica não filtrada no efluente apresentasse alguns picos ao longo do período de operação, uma vez que esses polímeros não solúveis eram lavados com o efluente no momento da descarga.

Na Figura 5.2 são apresentadas as eficiências de remoção de matéria orgânica filtrada (média de 85%) e não filtrada (média de 79%). Como pode ser observado, a eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada se manteve estável durante os 65 dias

de operação, por sua vez, as eficiências de remoção de matéria orgânica não filtrada passaram a apresentar valores aproximadamente constantes somente após 28 dias de operação.

FIGURA 5.1: Concentração de matéria orgânica no efluente para a condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

FIGURA 5.2: Eficiência de remoção de matéria orgânica para a condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

As Figuras 5.3 e 5.4 apresentam os valores de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais, respectivamente. A análise das Figuras 5.3 e 5.4 mostra que a alcalinidade a bicarbonato no efluente se manteve maior do que aquela no afluente durante todo o período de ensaio (indicando que houve produção de alcalinidade a bicarbonato) e que a concentração de ácidos voláteis totais no efluente foi

menor do que aquela no afluente, ou seja, não houve acúmulo de ácidos voláteis totais durante todo o tempo de operação para a primeira condição, comprovando a estabilidade do sistema e o auto-controle do processo. A manutenção do pH do meio em valor próximo ao neutro, também pode ser considerado como indicativo de estabilidade do sistema para essa primeira condição.

FIGURA 5.3: Alcalinidade a bicarbonato para a condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

FIGURA 5.4: Concentração de ácidos voláteis totais para a condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

Os valores médios de concentração de sólidos no afluente e no efluente, apresentados na Tabela 5.1, mostram que não houve perda de biomassa nessa condição.

No entanto, os valores médios de concentração de sólidos voláteis totais e sólidos totais, no afluente e no efluente, foram maiores do que a concentração de matéria orgânica total, no afluente e no efluente, respectivamente. Essa incoerência entre o valor da concentração de matéria orgânica total e os valores de concentração de sólidos voláteis totais e sólidos totais também foram observados por Damasceno (2004), a qual demonstrou que o aumento na concentração de sólidos acontecia devido à adição de bicarbonato de sódio no afluente, a qual constitui sólidos voláteis totais e sólidos totais.

Os três perfis de concentração de matéria orgânica filtrada, realizados em três dias diferentes nos ciclos de número 130, 148 e 166, são mostrados na Figura 5.5. Observou-se que a partir de 6 horas de tempo de ciclo, a concentração de matéria orgânica residual manteve-se estável para os três perfis realizados.

FIGURA 5.5: Perfis de concentração de matéria orgânica filtrada para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

Os perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais são apresentados, respectivamente, nas Figuras 5.6 e 5.7, para os ciclos de número 187 e 193.

A análise da Figura 5.7 mostra que o aumento da concentração de ácidos voláteis totais ocorreu até aproximadamente 1,5 horas de tempo de ciclo, caracterizando assim a etapa acidogênica do processo de digestão anaeróbia. Decorrido esse tempo, a concentração de ácidos voláteis totais começou a cair até atingir valores constantes a partir de 6 horas de tempo de ciclo.

É importante observar pela Figura 5.6 que a maior produção de alcalinidade a bicarbonato ocorreu entre 1,5 e 6 horas de ciclo, período esse em que ocorreu o consumo dos ácidos voláteis, caracterizando assim a etapa acetogênica e metanogênica, com consumo de ácidos voláteis e formação de alcalinidade a bicarbonato e metano. Os dados referentes aos perfis obtidos estão tabulados no Apêndice III.

FIGURA 5.6: Perfis de alcalinidade a bicarbonato para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

FIGURA 5.7: Perfis de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

5.2. Monitoramento e Perfis Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 75% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 6 h

Terminado os perfis para o ensaio em batelada com renovação de todo volume de meio, iniciou-se a segunda condição operacional, com o reator operando com tempo de ciclo de 6 horas e renovação de 75% do volume de meio reacional a cada ciclo. O ensaio foi realizado durante um período de 36 dias, sendo necessários aproximadamente 15 dias para o sistema atingir estabilização nos valores das variáveis monitoradas para o efluente. A Tabela 5.2 apresenta os valores médios das variáveis monitoradas e a Tabela 5.3 apresenta os valores de concentração de sólidos relativos à biomassa imobilizada presente no reator, sendo estes expressos em massa de sólidos por massa de espuma, e massa de sólidos por volume de meio reacional.

TABELA 5.2: Valores médios das variáveis monitoradas para condição $V_A/V_u = 0,75$.

Variável	Afluente ^(a)	Efluente ^(a)
C_{ST} (mgDQO/L)	532 ± 58 ⁽¹⁷⁾	115 ± 15 ⁽¹³⁾
C_{SF} (mgDQO/L)	-	89 ± 12 ⁽¹³⁾
ϵ_{ST} (%)	-	78 ± 3 ⁽¹³⁾
ϵ_{SF} (%)	-	83 ± 2 ⁽¹³⁾
AVT (mgHAc/L)	35 ± 3 ⁽⁸⁾	22 ± 5 ⁽¹⁰⁾
AB (mgCaCO ₃ /L)	117 ± 5 ⁽⁸⁾	200 ± 7 ⁽¹⁰⁾
AI/AP	$0,28 \pm 0,03$ ⁽⁸⁾	$0,26 \pm 0,09$ ⁽¹⁰⁾
pH	$8,7 \pm 0,2$ ⁽⁸⁾	$7,2 \pm 0,1$ ⁽¹⁰⁾
$V_{Descarregado}$ (L)	-	$1,85 \pm 0,04$ ⁽²¹⁾
ST (mg/L)	1067 ± 72 ⁽⁶⁾	773 ± 46 ⁽⁶⁾
SVT (mg/L)	610 ± 64 ⁽⁶⁾	318 ± 29 ⁽⁶⁾
SST (mg/L)	73 ± 40 ⁽⁶⁾	53 ± 17 ⁽⁶⁾
SSV (mg/L)	62 ± 39 ⁽⁶⁾	35 ± 15 ⁽⁶⁾

(a) Número de amostras utilizadas no cálculo da média.

TABELA 5.3: Valores de concentração de sólidos na biomassa imobilizada presente no reator para condição em que $V_A/V_u = 0,75$.

Variável	Biomassa
S_{ST} (mg/g) ^(a)	1276
S_{SVT} (mg/g) ^(a)	1124
S_{ST} (g/L) ^(b)	21,3
S_{SVT} (g/L) ^(b)	18,8
S_{SVT}/S_{ST}	0,88

^(a) (mg de sólidos/ g de espuma).

^(b) (g de sólidos/ L de meio reacional).

A análise da Tabela 5.3 mostra que a relação entre a concentração de sólidos voláteis totais e sólidos totais relativos à biomassa imobilizada presente no reator foi igual a 0,88. Este resultado é positivo, uma vez que a estimativa da concentração de microrganismos decompositores de matéria orgânica no reator foi considerada como sendo igual ao valor da concentração de sólidos voláteis totais no reator e, sendo esta igual a 88% da concentração de sólidos totais, isto significa que 88% da massa de sólidos contidos no reator podem ser considerados como massa de células. Devido à adição de bicarbonato de sódio no afluente, os valores médios de concentração de sólidos voláteis totais e sólidos totais também foram maiores do que a concentração de matéria orgânica total, para esta condição operacional.

A eficiência média de remoção de matéria orgânica filtrada e não filtrada foi de 83 e 78%, respectivamente, demonstrando que a manutenção de 25% de volume de meio no reator, para essa segunda condição operacional, não afetou o desempenho do reator. Além disso, o reator operou sem perda de biomassa para essa condição operacional, mantendo a concentração de sólidos no efluente sempre menor do que aquela no afluente, como pode ser observado na Tabela 5.2.

As Figuras 5.8 e 5.9 mostram, respectivamente, os valores de concentração de matéria orgânica no efluente e as eficiências de remoção atingidas durante todo o período de ensaio. As Figuras 5.10 e 5.11 mostram, respectivamente, os valores de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para esta condição. Os dados de operação nessa condição estão contidos no Apêndice I para o

afluente e no Apêndice II para o efluente do reator.

FIGURA 5.8: Concentração de matéria orgânica no efluente para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

FIGURA 5.9: Eficiência de remoção de matéria orgânica para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

FIGURA 5.10: Alcalinidade a bicarbonato para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

FIGURA 5.11: Concentração de ácidos voláteis totais para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

Pela análise das Figuras 5.10 e 5.11, pode-se observar que o sistema continuou a manter sua estabilidade para essa segunda condição operacional, produzindo alcalinidade a bicarbonato de modo a manter a alcalinidade no efluente sempre maior do que aquela no afluente durante todo o período de ensaio e não havendo acúmulo de ácidos voláteis totais de maneira que a concentração destes no efluente foi sempre menor do que aquela no afluente. A manutenção do pH do meio próximo do valor neutro também pode ser considerado um indicativo de estabilidade do processo.

Os perfis de concentração de matéria orgânica filtrada são apresentados na Figura 5.12, para os ciclos de número 133, 137 e 165, realizados em três dias diferentes.

Os perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais podem ser visualizados nas Figuras 5.13 e 5.14, respectivamente.

Pela análise da Figura 5.13, observa-se o aumento da alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo, no entanto, este aumento é mais lento quando comparado àquele observado na condição padrão com tempo de ciclo de 8 horas. A análise da Figura 5.14 mostra que no perfil do ciclo de número 153 a concentração de ácidos voláteis aumentou até 2 horas de tempo de ciclo, no entanto, este aumento não foi tão pronunciado como na primeira condição operacional em que o tempo de ciclo era de 8 horas. Para o ciclo de número 141, a concentração de ácidos voláteis totais diminuiu até 2 horas de ciclo, mantendo-se praticamente constante até o final do ciclo.

FIGURA 5.12: Perfis de concentração de matéria orgânica filtrada para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

FIGURA 5.13: Perfis de alcalinidade a bicarbonato para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

FIGURA 5.14: Perfis de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

As Figuras 5.15, 5.16 e 5.17 mostram, respectivamente, os perfis de concentração de metano, de gás carbônico e de porcentagem molar de metano e gás carbônico no “head-space” do reator. Todos os perfis foram realizados em dias diferentes, nos ciclos de número 129, 157 e 169.

FIGURA 5.15: Perfis de concentração de metano para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

FIGURA 5.16: Perfis de concentração de gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

FIGURA 5.17: Porcentagem molar de metano e gás carbônico ao longo do perfil para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

A análise das Figuras 5.15, 5.16 e 5.17 comprova que a diluição inicial do afluyente não afetou a estabilidade e o controle do processo de digestão anaeróbia, ou seja, o processo aconteceu de forma completa, com produção de metano e gás carbônico durante todo o tempo de ciclo. Os dados referentes aos perfis obtidos estão contidos no Apêndice III.

5.3. Monitoramento e Perfis Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 50% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 4 h

Para a terceira condição operacional o reator foi operado com tempo de ciclo de 4 horas e renovação de 50% do volume de meio reacional a cada novo ciclo. O período dessa condição foi de 35 dias e o reator permaneceu estável durante todo o período de ensaio, apresentando eficiência média de remoção de matéria orgânica filtrada e não filtrada de 84 e 80%, respectivamente.

A Tabela 5.4 apresenta os valores médios das variáveis monitoradas para essa condição e na Tabela 5.5 são mostrados os valores da concentração de sólidos relativos à biomassa imobilizada presente no reator, sendo estes expressos em massa de sólidos por massa de espuma, e massa de sólidos por volume de meio reacional. Como pode ser observado na Tabela 5.5, o valor da relação entre a concentração de sólidos voláteis

totais e sólidos totais relativos à biomassa imobilizada presente no reator, para a condição em questão, foi de 0,89, sendo este um indicativo de que a população microbiana estava sendo mantida no reator e esta representava 89% dos sólidos totais imobilizados na espuma. Devido à adição de bicarbonato de sódio no afluente, os valores médios de concentração de sólidos voláteis totais e sólidos totais também foram maiores do que a concentração de matéria orgânica total, para esta condição operacional. Os dados de operação nessa condição estão contidos no Apêndice I para o afluente e no Apêndice II para o efluente do reator.

TABELA 5.4: Valores médios das variáveis monitoradas para condição $V_A/V_u = 0,50$.

Variável	Afluente ^(a)	Efluente ^(a)
C_{ST} (mgDQO/L)	530 ± 51 ⁽²⁰⁾	105 ± 17 ⁽¹⁸⁾
C_{SF} (mgDQO/L)	-	84 ± 10 ⁽¹⁸⁾
ϵ_{ST} (%)	-	80 ± 3 ⁽¹⁸⁾
ϵ_{SF} (%)	-	84 ± 2 ⁽¹⁸⁾
AVT (mgHAc/L)	30 ± 2 ⁽¹²⁾	18 ± 2 ⁽¹³⁾
AB (mgCaCO ₃ /L)	123 ± 7 ⁽¹²⁾	206 ± 16 ⁽¹³⁾
AI/AP	$0,32 \pm 0,09$ ⁽¹²⁾	$0,26 \pm 0,04$ ⁽¹³⁾
pH	$8,9 \pm 0,3$ ⁽¹²⁾	$7,4 \pm 0,3$ ⁽¹³⁾
$V_{Descarregado}$ (L)	-	$1,22 \pm 0,05$ ⁽²⁹⁾
ST (mg/L)	940 ± 72 ⁽¹⁰⁾	681 ± 64 ⁽¹⁰⁾
SVT (mg/L)	542 ± 48 ⁽¹⁰⁾	273 ± 68 ⁽¹⁰⁾
SST (mg/L)	62 ± 39 ⁽¹⁰⁾	35 ± 11 ⁽¹⁰⁾
SSV (mg/L)	45 ± 43 ⁽¹⁰⁾	26 ± 11 ⁽¹⁰⁾

^(a) Número de amostras utilizadas no cálculo da média.

TABELA 5.5: Valores de concentração de sólidos na biomassa imobilizada presente no reator para condição em que $V_A/V_u = 0,50$.

Variável	Biomassa
S_{ST} (mg/g) ^(a)	1093
S_{SVT} (mg/g) ^(a)	968
S_{ST} (g/L) ^(b)	17,7
S_{SVT} (g/L) ^(b)	15,7
S_{SVT}/S_{ST}	0,89

^(a) (mg de sólidos/ g de espuma).

^(b) (g de sólidos/ L de meio reacional).

A comparação dos valores médios de concentração de sólidos no efluente e no afluente, mostrados na Tabela 5.4, indicam que não houve perda de biomassa.

As Figuras 5.18 e 5.19 ilustram, respectivamente, a concentração de matéria orgânica filtrada e não filtrada no efluente e as eficiências de remoção obtidas durante todo o ensaio, enquanto as Figuras 5.20 e 5.21 mostram, respectivamente, a alcalinidade a bicarbonato e a concentração de ácidos voláteis totais observadas no período.

FIGURA 5.18: Concentração de matéria orgânica no efluente para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

FIGURA 5.19: Eficiência de remoção de matéria orgânica para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

FIGURA 5.20: Alcalinidade a bicarbonato para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$

FIGURA 5.21: Concentração de ácidos voláteis totais para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

A análise das Figuras 5.20 e 5.21 mostra que o reator manteve sua estabilidade durante os 35 dias de ensaio, apresentando valor médio de alcalinidade a bicarbonato no efluente ($206 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$) superior àquele no afluente ($123 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$), e concentração média de ácidos voláteis totais no efluente (18 mgHAc/L) relativamente menor que no afluente (30 mgHAc/L). Além disso, os valores de pH no efluente mantiveram-se em torno de 7,4, fato esse que também pode ser considerado como indicativo de estabilidade do processo.

Os perfis de concentração de matéria orgânica filtrada para os ciclos de número 133, 139 e 151 são ilustrados na Figura 5.22, enquanto os perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para os ciclos de número 121, 145 e 157 são mostrados nas Figuras 5.23 e 5.24, respectivamente.

FIGURA 5.22: Perfis de concentração de matéria orgânica filtrada para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

FIGURA 5.23: Perfis de alcalinidade a bicarbonato para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

FIGURA 5.24: Perfis de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

A análise da Figura 5.22 mostra que para a condição operacional em questão, a velocidade de consumo de matéria orgânica filtrada no início do ciclo é menor e mais gradual em relação àquela observada na condição padrão em que todo o volume de meio reacional do reator era renovado. Além disso pode-se perceber pela Figura 5.24 que para os três perfis realizados não houve acúmulo de ácidos voláteis totais no início do ciclo, ou seja, a diluição inicial do afluente conseqüentemente reduziu a concentração de matéria orgânica no reator colaborando para um maior controle na formação de ácidos voláteis, uma vez que a oferta de substrato primário aos microrganismos acidogênicos foi menor do que aquela para a primeira condição operacional.

Nas Figuras 5.25, 5.26 e 5.27 são mostrados, respectivamente, os perfis de concentração de metano, de gás carbônico e de porcentagem molar de metano e gás carbônico no “head-space” do reator. A análise dessas figuras mostra que a produção de metano e gás carbônico ocorreu durante todo o ciclo, seguindo os princípios do processo de digestão anaeróbia. Os dados referentes aos perfis estão contidos no Apêndice III.

FIGURA 5.25: Perfis de concentração de metano para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

FIGURA 5.26: Perfis de concentração de gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

FIGURA 5.27: Porcentagem molar de metano e gás carbônico ao longo do perfil para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

5.4. Monitoramento e Perfis Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 25% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 2 h

Nesta quarta condição operacional o reator foi operado com tempo de ciclo de 2 horas e renovação de 25% do volume de meio reacional a cada novo ciclo. O período dessa condição foi de 33 dias. A velocidade de formação de material viscoso de aparência polimérica e provável origem microbiológica foi maior nesta condição operacional do que nas condições anteriores, fazendo-se necessária a limpeza do reator a cada 10 dias de operação, pois os polímeros ocupavam espaço no reator dificultando a manutenção do volume de meio reacional constante e igual a 2,5 L ao longo da operação.

Os valores médios das variáveis monitoradas estão contidos na Tabela 5.6 e os valores da concentração de sólidos relativos à biomassa imobilizada presente no reator podem ser visualizados na Tabela 5.7. Os dados de operação nessa condição estão contidos no Apêndice I para o afluente e no Apêndice II para o efluente do reator.

A comparação dos valores de concentração de sólidos no afluente e no efluente, contidos na Tabela 5.6, comprovam que não houve perda de biomassa.

TABELA 5.6: Valores médios das variáveis monitoradas para condição $V_A/V_u = 0,25$.

Variável	Afluente ^(a)	Efluente ^(a)
C_{ST} (mgDQO/L)	527 ± 50 ⁽¹⁶⁾	139 ± 14 ⁽¹⁴⁾
C_{SF} (mgDQO/L)	-	106 ± 9 ⁽¹⁴⁾
ϵ_{ST} (%)	-	74 ± 3 ⁽¹⁴⁾
ϵ_{SF} (%)	-	80 ± 2 ⁽¹⁴⁾
AVT (mgHAc/L)	37 ± 6 ⁽¹⁰⁾	30 ± 9 ⁽⁹⁾
AB (mgCaCO ₃ /L)	132 ± 6 ⁽¹⁰⁾	219 ± 12 ⁽⁹⁾
AI/AP	$0,30 \pm 0,03$ ⁽¹⁰⁾	$0,27 \pm 0,06$ ⁽⁹⁾
pH	$8,6 \pm 0,4$ ⁽¹⁰⁾	$7,4 \pm 0,3$ ⁽⁹⁾
$V_{Descarregado}$ (L)	-	$0,63 \pm 0,03$ ⁽¹⁹⁾
ST (mg/L)	1099 ± 201 ⁽⁷⁾	733 ± 27 ⁽⁷⁾
SVT (mg/L)	647 ± 195 ⁽⁷⁾	264 ± 32 ⁽⁷⁾
SST (mg/L)	61 ± 36 ⁽⁷⁾	43 ± 16 ⁽⁷⁾
SSV (mg/L)	45 ± 37 ⁽⁷⁾	31 ± 18 ⁽⁷⁾

^(a) Número de amostras utilizadas no cálculo da média.

TABELA 5.7: Valores de concentração de sólidos na biomassa imobilizada presente no reator para condição em que $V_A/V_u = 0,25$.

Variável	Biomassa
S_{ST} (mg/g) ^(a)	1175
S_{SVT} (mg/g) ^(a)	1104
S_{ST} (g/L) ^(b)	15,1
S_{SVT} (g/L) ^(b)	14,2
S_{SVT}/S_{ST}	0,94

^(a) (mg de sólidos/ g de espuma).

^(b) (g de sólidos/ L de meio reacional).

Devido à adição de bicarbonato de sódio no afluente, os valores médios de concentração de sólidos voláteis totais e sólidos totais também foram maiores do que a concentração de matéria orgânica total, para esta condição operacional.

A diluição inicial do afluente na condição proposta afetou ligeiramente o desempenho do reator em termos de remoção de matéria orgânica, principalmente a não filtrada, uma vez que os polímeros formados não eram solúveis. Foram obtidas eficiências médias de remoção de matéria orgânica filtrada e não filtrada de 80 e 74%, respectivamente. O valor da relação entre a concentração de sólidos voláteis totais e sólidos totais relativos à biomassa imobilizada presente no reator foi de 0,94.

As Figuras 5.28 e 5.29 ilustram, respectivamente, os valores de concentração de matéria orgânica no efluente e as eficiências de remoção de matéria orgânica obtidas para todo o período, enquanto as Figuras 5.30 e 5.31 mostram, respectivamente, os valores de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais monitorados durante o ensaio.

FIGURA 5.28: Concentração de matéria orgânica no efluente para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

FIGURA 5.29: Eficiência de remoção de matéria orgânica para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

FIGURA 5.30: Alcalinidade a bicarbonato para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

FIGURA 5.31: Concentração de ácidos voláteis totais para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

A concentração média de ácidos voláteis totais para condição proposta (30 mgHAc/L) foi maior do que aquelas observadas para as três primeiras condições operacionais. Além disso, a variação da concentração de ácidos voláteis totais foi grande, como pode ser observado pela Figura 5.31. No entanto, percebe-se pela Figura 5.30, que o sistema produziu alcalinidade a bicarbonato durante todo o período, sendo capaz de manter o pH do meio próximo ao valor neutro e manter a estabilidade.

Os perfis de concentração de matéria orgânica, para os ciclos de número 326, 338 e 385, são ilustrados na Figura 5.32, onde percebe-se que a velocidade de consumo de matéria orgânica foi menor em relação às condições operacionais anteriores, ou seja, para a condição em questão, a concentração de matéria orgânica cai mais lentamente ao longo do ciclo.

FIGURA 5.32: Perfis de concentração de matéria orgânica filtrada para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

Pela análise dos perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais, mostrados nas Figuras 5.33 e 5.34, respectivamente, pode-se perceber que o sistema produziu alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo, no entanto, esta produção foi mais gradual do que aquelas observadas em condições anteriores. Quanto à concentração de ácidos voláteis totais, observa-se que esta diminuiu lentamente ao longo de todo o ciclo. A não observação de aumentos na concentração de ácidos voláteis totais no início do ciclo pode estar relacionada ao fato do volume renovado a cada novo ciclo de operação ser igual a 25% do volume de meio reacional, causando uma diluição inicial do afluente suficiente para evitar grandes alternâncias entre condições de fartura e escassez de substrato a cada novo ciclo, limitando a oferta de substrato primário aos microorganismos acidogênicos ao longo de todo o ciclo e garantindo que a concentração de ácidos voláteis, intermediários do metabolismo anaeróbio, não atingisse valores elevados, como pôde ser observado nos ensaios em batelada com renovação de todo volume de meio do reator.

FIGURA 5.33: Perfis de alcalinidade a bicarbonato para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

FIGURA 5.34: Perfis de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

Nas Figuras 5.35, 5.36 e 5.37 são ilustrados, respectivamente, os perfis de concentração de metano, de gás carbônico e de porcentagem molar de metano e gás carbônico no “head-space” do reator.

A análise desses perfis mostra que houve produção de metano e gás carbônico durante todo o ciclo, de acordo com os princípios do processo de digestão anaeróbia. No entanto, a concentração de metano ao final do ciclo (1,4 mMol/L) foi menor do que aquelas observadas em condições operacionais anteriores, uma vez que nesta condição não houve acúmulo de ácidos voláteis totais, diminuindo assim a oferta de substrato aos

microrganismos acetogênicos e, conseqüentemente, diminuindo a oferta de acetato aos microrganismos metanogênicos, havendo assim uma menor geração de metano. Os dados referentes aos perfis estão contidos no Apêndice III.

FIGURA 5.35: Perfis de concentração de metano para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

FIGURA 5.36: Perfis de concentração de gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

FIGURA 5.37: Porcentagem molar de metano e gás carbônico ao longo do perfil para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

5.5. Monitoramento e Perfis Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 12,5% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 1 h

Nessa última condição operacional o reator operou durante 31 dias, com tempo de ciclo de 1 hora e volume renovado a cada novo ciclo correspondente a 12,5% do volume de meio reacional, ou seja, essa condição operacional foi a que promoveu a maior diluição inicial do afluente.

Os valores médios das variáveis monitoradas durante o período de ensaio e os valores da concentração de sólidos relativos à biomassa imobilizada presente no reator são apresentados nas Tabelas 5.8 e 5.9, respectivamente. Os dados de operação nessa condição estão contidos no Apêndice I para o afluente e no Apêndice II para o efluente do reator.

TABELA 5.8: Valores médios das variáveis monitoradas para condição $V_A/V_u = 0,125$.

Variável	Afluente ^(a)	Efluente ^(a)
C_{ST} (mgDQO/L)	513 ± 34 ⁽²⁵⁾	134 ± 19 ⁽¹⁹⁾
C_{SF} (mgDQO/L)	-	105 ± 10 ⁽¹⁹⁾
ϵ_{ST} (%)	-	74 ± 4 ⁽¹⁹⁾
ϵ_{SF} (%)	-	80 ± 2 ⁽¹⁹⁾
AVT (mgHAc/L)	35 ± 7 ⁽⁸⁾	23 ± 7 ⁽¹¹⁾
AB (mgCaCO ₃ /L)	118 ± 16 ⁽⁸⁾	191 ± 26 ⁽¹¹⁾
AI/AP	$0,30 \pm 0,08$ ⁽⁸⁾	$0,28 \pm 0,02$ ⁽¹¹⁾
pH	$8,6 \pm 0,4$ ⁽⁸⁾	$7,4 \pm 0,5$ ⁽¹¹⁾
$V_{Descarregado}$ (L)	-	$0,31 \pm 0,02$ ⁽¹⁹⁾
ST (mg/L)	825 ± 420 ⁽⁹⁾	760 ± 117 ⁽⁹⁾
SVT (mg/L)	461 ± 242 ⁽⁹⁾	319 ± 93 ⁽⁹⁾
SST (mg/L)	47 ± 29 ⁽⁹⁾	53 ± 33 ⁽⁹⁾
SSV (mg/L)	21 ± 12 ⁽⁹⁾	34 ± 25 ⁽⁹⁾

^(a) Número de amostras utilizadas no cálculo da média.

TABELA 5.9: Valores de concentração de sólidos na biomassa imobilizada presente no reator para condição em que $V_A/V_u = 0,125$.

Variável	Biomassa
S_{ST} (mg/g) ^(a)	1265
S_{SVT} (mg/g) ^(a)	1099
S_{ST} (g/L) ^(b)	18,7
S_{SVT} (g/L) ^(b)	16,3
S_{SVT}/S_{ST}	0,87

^(a) (mg de sólidos/ g de espuma).

^(b) (g de sólidos/ L de meio reacional).

As eficiências médias de remoção de matéria orgânica filtrada e não filtrada foram as mesmas observadas para a condição anterior, permanecendo em torno de 80 e 74%, respectivamente, mostrando portanto uma ligeira diminuição do desempenho do reator para as duas últimas condições operacionais.

Essa condição foi a que apresentou a maior velocidade de formação de material viscoso de aparência polimérica e provável origem microbiológica, sendo necessária a limpeza do reator a cada 7 dias a fim de evitar o acúmulo de polímeros que ocupavam espaço e dificultavam bastante a manutenção do volume de meio reacional do reator constante. Além disso, parte dos polímeros formados eram carregados junto com o efluente no momento da descarga, tornando a concentração de sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis no efluente maior do que aquelas no afluente, como pode ser observado na Tabela 5.8.

A Figura 5.38 mostra uma fotografia do material polimérico acumulado na espuma de poliuretano ao final da quinta condição experimental.

FIGURA 5.38: Fotografia do material polimérico acumulado na espuma de poliuretano ao final da quinta condição experimental em que $V_A/V_u = 0,125$.

As Figuras 5.39 e 5.40 mostram, respectivamente, os valores de concentração de matéria orgânica no efluente e as eficiências de remoção de matéria orgânica obtidas no período considerado. Os valores de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para o ensaio são apresentados, respectivamente, nas Figuras 5.41 e 5.42.

Como pode ser observado na Figura 5.39, a concentração de matéria orgânica filtrada no efluente manteve-se estável em torno de 105 mgDQO/L. Por sua vez, os valores de concentração de matéria orgânica não filtrada apresentaram grandes variações (máximo de 159,7 mgDQO/L e mínimo de 93,8 mgDQO/L), pois parte dos polímeros formados eram arrastados juntamente com o efluente no momento da descarga do reator, causando aumentos repentinos no valor da concentração de matéria orgânica não filtrada.

FIGURA 5.39: Concentração de matéria orgânica no efluente para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

FIGURA 5.40: Eficiência de remoção de matéria orgânica para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

FIGURA 5.41: Alcalinidade a bicarbonato para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

FIGURA 5.42: Concentração de ácidos voláteis totais para a condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

Apesar da ligeira queda na eficiência de remoção de matéria orgânica, o sistema mostrou-se estável, consumindo ácidos voláteis totais e produzindo alcalinidade a bicarbonato suficiente para manter o pH do meio próximo ao valor neutro durante todo o ensaio.

Os perfis de concentração de matéria orgânica filtrada, de alcalinidade a bicarbonato e de ácidos voláteis totais são apresentados, respectivamente, nas Figuras 5.43, 5.44 e 5.45.

Pela análise das Figuras 5.44 e 5.45 percebe-se que a alcalinidade a bicarbonato e a concentração de ácidos voláteis totais permaneceram praticamente constantes ao longo de todo ciclo. Esses resultados eram esperados para essa última condição experimental, uma vez que o volume de meio renovado a cada ciclo foi igual a 12,5% do volume de meio reacional e o tempo de ciclo foi de apenas 1 h (24 ciclos por dia), aproximando o comportamento do reator àquele observado em reatores de mistura completa (CSTR).

FIGURA 5.43: Perfis de concentração de matéria orgânica filtrada para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

FIGURA 5.44: Perfis de alcalinidade a bicarbonato para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

FIGURA 5.45: Perfis de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

Nas Figuras 5.46, 5.47 e 5.48 são mostrados, respectivamente, os perfis de concentração de metano, de gás carbônico e de porcentagem molar de metano e gás carbônico no “head-space” do reator.

Pela análise da Figura 5.46 pode-se perceber que houve produção de metano durante todo o ciclo, indicando que a digestão anaeróbia ocorreu de forma completa. Os dados referentes aos perfis obtidos estão contidos no Apêndice III.

FIGURA 5.46: Perfis de concentração de metano para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

FIGURA 5.47: Perfis de concentração de gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

FIGURA 5.48: Porcentagem molar de metano e gás carbônico ao longo do perfil para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

5.6. Influência da Diluição Inicial do Afluente na Estabilidade e Eficiência do Sistema

A Tabela 5.10 mostra o valor médio de concentração de matéria orgânica no afluente e no efluente e a eficiência média de remoção de matéria orgânica, obtida para cada condição operacional proposta.

A análise da Tabela 5.10 mostra que para as três primeiras condições operacionais, em que a relação entre o volume renovado e o volume de meio do reator foi de 1 (primeiro ensaio), 0,75 (segundo ensaio) e 0,50 (terceiro ensaio), as eficiências médias de remoção de matéria orgânica filtrada e não filtrada mantiveram-se em torno de 84 e 79%, respectivamente. Para as demais condições experimentais em que a relação entre o volume renovado e o volume de meio do reator foi de 0,25 e 0,125, caso da quarta e quinta condição, respectivamente, a maior diluição inicial do afluente causou uma ligeira queda na eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada e não filtrada, que permaneceram no patamar de 80 e 74%, respectivamente.

As Figuras 5.49 e 5.50 ilustram, respectivamente, os valores de concentração de matéria orgânica no efluente e as eficiências de remoção de matéria orgânica obtidas durante todo o período de operação do reator.

TABELA 5.10: Monitoramento do reator operado em diferentes relações V_A/V_u .

V_A/V_u^*	$C_{SAFL}^{(a)}$ (mgDQO/L)	$C_S^{(b)}$ (mgDQO/L)		$\epsilon^{(b)}$ (%)		$V_{Descarregado}^{(c)}$ (L)
		C_{ST}	C_{SF}	ϵ_{ST} (%)	ϵ_{SF} (%)	
1	523 ± 54	109 ± 22	79 ± 9	79 ± 4	85 ± 2	2.44 ± 0.22
0,75	532 ± 58	115 ± 15	89 ± 12	78 ± 3	83 ± 2	1.85 ± 0.04
0,50	530 ± 51	105 ± 17	84 ± 10	80 ± 3	84 ± 2	1,22 ± 0,05
0,25	527 ± 50	139 ± 14	106 ± 9	74 ± 3	80 ± 2	0,63 ± 0,03
0,125	513 ± 34	134 ± 19	105 ± 10	74 ± 4	80 ± 2	0,31 ± 0,02

* Período da condição (dias): 65/36/35/33/31

Número de amostras: ^(a) 29/17/20/16/25; ^(b) 26/13/18/14/19; ^(c) 30/21/29/19/19

FIGURA 5.49: Concentração de matéria orgânica no efluente durante todo o período de operação do reator.

FIGURA 5.50: Eficiência de remoção de matéria orgânica durante todo o período de operação do reator.

Na Tabela 5.11 é apresentado o valor médio da alcalinidade a bicarbonato e da concentração de ácidos voláteis totais para todos os ensaios realizados. Como pode ser observado, o sistema se mostrou efetivo na produção de alcalinidade a bicarbonato em todas as condições propostas, mantendo o pH do meio próximo do valor neutro e favorável ao crescimento dos microrganismos metanogênicos.

A quarta condição operacional foi aquela que apresentou o maior valor médio e desvio padrão na concentração de ácidos voláteis totais, que ficou em torno de 30 mgHAc/L. No entanto, o valor médio da alcalinidade a bicarbonato para essa quarta condição (219 mgCaCO₃/L) também foi superior àqueles das demais condições estudadas, havendo alcalinidade a bicarbonato suficiente para garantir o tamponamento do meio e a manutenção do pH próximo do valor neutro, como pode ser observado na Tabela 5.11.

A formação de material viscoso de aparência polimérica e provável origem microbiológica entre os cubos de espuma de poliuretano com a biomassa imobilizada ocorreu em todas as condições estudadas, ocupando espaço no reator e dificultando a manutenção do volume de meio reacional de 2,5 L. No entanto, vale ressaltar que maiores velocidades de formação desse material foram observadas nas condições de maior diluição inicial do afluente, principalmente na última condição, em que se fez

necessária a limpeza do reator a cada 7 dias a fim de evitar o transbordamento de meio reacional causado pela falta de espaço.

TABELA 5.11: Monitoramento do reator operado em diferentes relações V_A/V_u .

V_A/V_u	AB (mgCaCO ₃ /L)		AVT (mgHAc/L)		pH	
	Afluente ^(a)	Efluente ^(b)	Afluente ^(a)	Efluente ^(b)	Afluente ^(a)	Efluente ^(b)
1	120 ± 5	216 ± 14	30 ± 8	17 ± 3	8.8 ± 0.3	7.2 ± 0.1
0,75	117 ± 5	200 ± 7	35 ± 3	22 ± 5	8.7 ± 0.2	7.2 ± 0.1
0,50	123 ± 7	206 ± 16	30 ± 2	18 ± 2	8,9 ± 0,3	7,4 ± 0,3
0,25	132 ± 6	219 ± 12	37 ± 6	30 ± 9	8,6 ± 0,4	7,4 ± 0,3
0,125	118 ± 16	191 ± 26	35 ± 7	23 ± 7	8,6 ± 0,4	7,4 ± 0,5

Número de amostras: ^(a) 13/8/12/10/8; ^(b) 13/10/13/9/11

As Figuras 5.51 e 5.52 ilustram, respectivamente, os valores de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais obtidas durante todo o período de operação.

FIGURA 5.51: Alcalinidade a bicarbonato durante todo o período de operação do reator.

FIGURA 5.52: Concentração de ácidos voláteis totais durante todo o período de operação do reator.

A Tabela 5.12 apresenta o valor médio da concentração de sólidos no afluente e no efluente, para todos os ensaios realizados, enquanto a Tabela 5.13 mostra os valores da concentração de sólidos relativos à biomassa imobilizada presente no reator para a segunda, terceira, quarta e quinta condição operacional.

Como pode ser observado pela Tabela 5.12, não houve perda de sólidos em nenhuma das condições impostas, exceto para a última condição operacional, em que se observou uma alta produção de polímeros extracelulares que, sendo carregados junto com o efluente no momento da descarga, tornavam a concentração de sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis no efluente superior aquelas observadas no afluente.

Os valores de concentração de sólidos voláteis totais relativos à biomassa imobilizada presente no reator (mínimo de 14,2 g/L e máximo de 18,8 g/L) e os valores da relação S_{SVT}/S_{ST} (mínimo de 0,87 e máximo de 0,94), mostrados na Tabela 5.13, comprovam a manutenção da comunidade microbiana no interior do reator ao longo das condições operacionais propostas.

TABELA 5.12: Monitoramento do reator operado em diferentes relações V_A/V_u .

V_A/V_u	ST ^(a) (mg/L)		SVT ^(a) (mg/L)		SST ^(a) (mg/L)		SSV ^(a) (mg/L)	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
1	977 ± 84	713 ± 76	549 ± 52	259 ± 48	52 ± 25	43 ± 25	37 ± 24	25 ± 16
0,75	1067 ± 72	773 ± 46	610 ± 64	318 ± 29	73 ± 40	53 ± 17	62 ± 39	35 ± 15
0,50	940 ± 72	681 ± 64	542 ± 48	273 ± 68	62 ± 39	35 ± 11	45 ± 43	26 ± 11
0,25	1099 ± 201	733 ± 27	647 ± 195	264 ± 32	61 ± 36	43 ± 16	45 ± 37	31 ± 18
0,125	825 ± 420	760 ± 117	461 ± 242	319 ± 93	47 ± 29	53 ± 33	21 ± 12	34 ± 25

Número de amostras: ^(a) 12/6/10/7/9

TABELA 5.13: Sólidos presentes no reator operado em diferentes relações V_A/V_u .

V_A/V_u	Variável				
	S _{ST} ^(a)	S _{SVT} ^(a)	S _{ST} ^(b)	S _{SVT} ^(b)	S _{SVT} /S _{ST}
1	-	-	-	-	-
0,75	1276	1124	21,3	18,8	0,88
0,50	1093	968	17,7	15,7	0,89
0,25	1175	1104	15,1	14,2	0,94
0,125	1265	1099	18,7	16,3	0,87

^(a) (mg de sólidos/ g de espuma).

^(b) (g de sólidos/L de meio reacional).

A Tabela 5.14 apresenta o valor médio da concentração de metano e gás carbônico, bem como a porcentagem molar média de cada um desses gases no “head-space” do reator ao final de cada ciclo para todas as condições operacionais, exceto para a primeira condição em que não foi realizado análise de biogás. A análise da Tabela 5.14 mostra que as concentrações de metano e gás carbônico foram menores em condições de maior diluição inicial do afluente. Esses resultados podem estar relacionados à menor alternância entre condições de fartura e escassez de substrato imposta nas condições de maior diluição do afluente, colaborando para que não houvesse acúmulo de ácidos voláteis durante o ciclo e controlando a oferta de substrato aos microrganismos acetogênicos e, portanto, limitando a oferta de acetato aos microrganismos metanogênicos, havendo assim menor formação de metano.

TABELA 5.14: Monitoramento do reator operado em diferentes relações V_A/V_u .

V_A/V_u	Concentração ^(a) (mMol/L)		Fração Molar ^(a) (%)	
	CH ₄	CO ₂	CH ₄	CO ₂
1	-	-	-	-
0,75	6,4 ± 0,9	3,5 ± 0,2	64 ± 4	36 ± 4
0,50	3,1 ± 0,1	2,5 ± 0,2	56 ± 3	44 ± 3
0,25	1,4 ± 0,4	1,6 ± 0,3	47 ± 3	53 ± 3
0,125	0,6 ± 0,2	1,8 ± 0,2	24 ± 6	76 ± 6

Número de amostras: ^(a) -/3/3/3/3

A Tabela 5.15 apresenta os valores do tempo requerido para se atingir o patamar na curva dos perfis de concentração de matéria orgânica (t_{tra}), bem como os valores de carga orgânica removida (COR) para amostras de efluente filtradas e não filtradas, calculados para todas as condições operacionais avaliadas. A Figura 5.53 ilustra a variação da carga orgânica removida em função da relação entre o volume renovado e volume de meio no reator.

TABELA 5.15: Valores de carga orgânica removida pelo reator operado em diferentes relações V_A/V_u .

V_A/V_u	t_{tra} [*] (h)	COR (mgDQO/L.d)	
		Amostras filtradas	Amostras não filtradas
1	6,00	74,3	69,3
0,75	4,00	81,5	76,7
0,50	3,50	63,0	60,0
0,25	1,75	60,3	55,6
0,125	1,00	52,1	48,5

^{*} Tempo requerido para se atingir o patamar na curva dos perfis de concentração de matéria orgânica.

FIGURA 5.53: Variação da carga orgânica removida em função da relação V_A/V_u .

A análise da Tabela 5.15 e da Figura 5.53 permite verificar que, em geral, houve uma queda no valor da carga orgânica removida pelo reator, para amostras filtradas e não filtradas do efluente, a medida que a relação V_A/V_u diminuiu, exceto para segunda condição operacional ($V_A/V_u = 0,75$), em que observou-se o maior valor da carga orgânica removida para amostras filtradas e não filtradas do efluente, que foram iguais a 81,5 e 76,7 mgDQO/L.d, respectivamente. Este resultado sugere, portanto, a operação do reator renovando-se 75% de seu volume de meio a cada novo ciclo, por ser o modo de operação na qual se mostrou mais vantajoso dentre todas as condições operacionais avaliadas.

Os resultados mostraram, em geral, que o reator apresentou um comportamento estável em função da relação entre o volume alimentado e o volume de meio reacional (V_A/V_u), ou seja, mantendo-se a mesma carga orgânica volumétrica nas diferentes condições e diminuindo-se proporcionalmente a quantidade de matéria orgânica adicionada e o tempo de ciclo, o sistema mostrou estabilidade nos valores das principais variáveis monitoradas, qualificando a flexibilidade do reator quanto à essa estratégia de operação.

5.7. Ajuste de um Modelo Cinético de Primeira Ordem aos Dados Experimentais de Perfis de Concentração de Matéria Orgânica

Foi realizado, para cada condição operacional, o ajuste de um modelo cinético

de primeira ordem aos dados experimentais obtidos nos perfis de concentração de matéria orgânica filtrada, além da determinação do valor da constante cinética aparente de primeira ordem (k). O termo “aparente” é utilizado pois a constante cinética inclui não somente o fenômeno de reação bioquímica como também os fenômenos de transferência de massa interna e externa à biopartícula. O referido ajuste foi realizado de duas maneiras: (a) considerando, como variáveis, a constante cinética aparente de primeira ordem (k) e a concentração de matéria orgânica filtrada residual (C_{SR}) ; e (b) considerando como variável a constante cinética aparente de primeira ordem (k), mantendo o valor da concentração de matéria orgânica filtrada residual (C_{SR}) constante e próximo daqueles observados nos perfis considerados em cada ajuste. As Figuras 5.54 a 5.58 mostram, para cada condição operacional, os dados experimentais dos perfis de concentração de matéria orgânica filtrada e a curva fornecida pelo modelo cinético ajustado aos dados experimentais.

FIGURA 5.54: Ajuste do modelo cinético de primeira ordem aos dados de perfis de concentração de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$. (a) k e C_{SR} variáveis, (b) k variável e C_{SR} experimental.

(a)

(b)

FIGURA 5.55: Ajuste do modelo cinético de primeira ordem aos dados de perfis de concentração de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$. (a) k e C_{SR} variáveis, (b) k variável e C_{SR} experimental.

(a)

(b)

FIGURA 5.56: Ajuste do modelo cinético de primeira ordem aos dados de perfis de concentração de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$. (a) k e C_{SR} variáveis, (b) k variável e C_{SR} experimental.

FIGURA 5.57: Ajuste do modelo cinético de primeira ordem aos dados de perfis de concentração de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$. (a) k e C_{SR} variáveis, (b) k variável e C_{SR} experimental.

FIGURA 5.58: Ajuste do modelo cinético de primeira ordem aos dados de perfis de concentração de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$. (a) k e C_{SR} variáveis, (b) k variável e C_{SR} experimental.

A Tabela 5.16 apresenta os valores da constante cinética aparente de primeira ordem (k), da concentração de matéria orgânica residual (C_{SR}) e do quadrado do coeficiente de correlação (r^2), obtidos pelo ajuste do modelo cinético, para cada condição operacional: (a) considerando-se como variável, k e C_{SR} ; e (b) considerando-se como variável, somente a constante cinética aparente k .

TABELA 5.16: Valores obtidos pelo ajuste do modelo cinético aos dados experimentais.

V_A/V_u	$C_{SAFLO}^{(a)}$	k e C_{SR} como variável			k variável e C_{SR} experimental		
		$k^{(b)}$	$C_{SR}^{(c)}$	$r^{2(d)}$	$k^{(b)}$	$C_{SR}^{(c)}$	$r^{2(d)}$
1	312	$0,759 \pm 0,052$	$85,7 \pm 4,4$	0,9258	$0,708 \pm 0,032$	80	0,9233
0,75	320	$1,421 \pm 0,125$	$100,3 \pm 4,2$	0,9566	$1,216 \pm 0,080$	90	0,9445
0,50	241	$1,282 \pm 0,064$	$83,6 \pm 2,2$	0,9730	$1,201 \pm 0,037$	80	0,9715
0,25	165	$1,534 \pm 0,202$	$104,9 \pm 2,8$	0,9538	$1,475 \pm 0,084$	104	0,9536
0,125	136	$0,752 \pm 0,508$	$67,3 \pm 34,0$	0,9134	$2,739 \pm 0,510$	105	0,8279

(a) Concentração de matéria orgânica filtrada no reator no início do ciclo (mgDQO/L).

(b) Constante cinética aparente de primeira ordem (h^{-1}).

(c) Concentração de matéria orgânica filtrada residual (mgDQO/L).

(d) Quadrado do coeficiente de correlação.

A análise da Tabela 5.16 mostra que o valor do quadrado do coeficiente de correlação (r^2) manteve-se acima de 0,9134 para todas as condições avaliadas, indicando assim boa correlação entre o modelo ajustado e os valores experimentais, exceto para última condição operacional utilizando-se o segundo modo de ajuste (k variável e C_{SR} experimental), em que o valor do referido coeficiente foi de 0,8279. Considerando-se, portanto, o primeiro modo de ajuste (k e C_{SR} variáveis), verifica-se que o valor da constante cinética aparente de primeira ordem foi de $0,759 h^{-1}$ para a condição em que todo volume de meio do reator era renovado ($V_A/V_u = 1$). Para as outras condições operacionais em que a renovação do volume de meio do reator não foi total e sim parcial, observou-se aumento no valor da constante cinética aparente de primeira ordem a medida que a relação V_A/V_u diminuiu, permanecendo entre 1,282 e $1,534 h^{-1}$, exceto para última condição em que o valor da constante foi igual a $0,752 h^{-1}$.

Acredita-se que o aumento no valor da constante cinética aparente de primeira ordem, para a maioria das condições operacionais em que a renovação de volume de meio no reator não foi total, esteja provavelmente relacionado à presença de metabólitos secundários no volume residual de meio mantido no interior do reator de um ciclo para outro, metabólitos esses que, de alguma forma, colaborariam para um melhor e mais rápido metabolismo da matéria orgânica.

5.8. Análises Microbiológicas

Ao final da segunda e da quarta condição operacional, em que a relação entre o volume renovado e o volume de meio no reator foi de 0,75 e 0,25, respectivamente, foram retiradas, de diferentes cotas ao longo do reator, amostras de biopartículas de espuma de poliuretano com a biomassa imobilizada para análise microbiológica. Em virtude dos resultados terem mostrado que para a segunda e para quarta condição operacional não houve mudança na fauna microbiana, decidiu-se por apresentar os resultados das análises sem discriminação das referidas condições. As morfologias microbianas observadas durante as análises de microscopia óptica comum e de contraste de fase por fluorescência são apresentadas nas Figuras 5.59 a 5.63.

FIGURA 5.59: Morfologias microbianas observadas nas espumas de poliuretano por microscopia óptica comum: células semelhantes à víbrios.

FIGURA 5.60: Morfologias microbianas observadas nas espumas de poliuretano por microscopia óptica comum: células semelhantes à bacilos com inclusões.

FIGURA 5.61: Morfologias microbianas observadas nas espumas de poliuretano por microscopia óptica comum: células semelhantes à bacilos e víbrios.

FIGURA 5.62: Morfologias microbianas observadas nas espumas de poliuretano por microscopia óptica comum: células semelhantes à *Methanosaeta* sp.

FIGURA 5.63: Morfologias microbianas observadas nas espumas de poliuretano por microscopia óptica de contraste de fase por fluorescência: células semelhantes à *Methanosarcina* sp.

A análise das Figuras 5.59 a 5.63 mostra que as principais morfologias presentes na espuma de poliuretano foram células semelhantes à bacilos, víbrios, bacilos com inclusões, e morfologias semelhantes ao gênero *Methanosaeta* sp. e *Methanosarcina* sp.

A presença de espécies como arqueas metanogênicas acetoclásticas (*Methanosaeta* sp. e *Methanosarcina* sp.) e hidrogenotróficas (*Methanosarcina* sp.) indica que houve equilíbrio na comunidade metanogênica dentro do consórcio microbiano responsável pela digestão anaeróbia.

As análises microbiológicas mostraram que a diminuição da relação entre o volume renovado e o volume de meio do reator (V_A/V_u) não causou mudanças significativas na fauna microbiana. Além disso, não observou-se variações na diversidade microbiana para as biopartículas coletadas em diferentes cotas ao longo do reator, indicando que a localização da biopartícula ao longo do leito do reator não influenciou na distribuição das espécies de microrganismos.

CAPÍTULO 6

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Com base nos resultados obtidos durante o desenvolvimento do projeto, pode-se concluir, para as condições estudadas, que:

- a) O reator mostrou-se eficiente na remoção de matéria orgânica para todas as condições de operação investigadas. A maior diluição inicial do afluente resultou em menores concentrações de matéria orgânica no reator ao longo de todo o ciclo, o que acarretou em velocidade média de reação menor comparada com aquela obtida para o sistema operando em batelada com renovação de todo volume de meio do reator, causando uma ligeira diminuição na eficiência de remoção de matéria orgânica nas condições em que a relação V_A/V_u foi menor ou igual a 0,25. Nas condições em que a relação V_A/V_u foi maior ou igual a 0,5, as eficiências de remoção de matéria orgânica filtrada e não filtrada mantiveram-se em torno de 84 e 79%, respectivamente, enquanto que nas demais condições permaneceram no patamar de 80 e 74%, respectivamente. Este é um fato importante uma vez que o reator pôde ser operado com diferentes relações entre o volume alimentado e o volume de meio reacional sem diminuição significativa do seu desempenho, permitindo-se, assim, maior flexibilidade operacional. Entretanto, a alta velocidade de formação de material viscoso de aparência polimérica e provável origem microbiológica nas condições de maior diluição inicial do afluente, caso da quarta e da quinta condição operacional, dificultou a

- manutenção do volume de meio reacional do reator constante. A maior produção desse material em condições de maior escassez de substrato pode estar relacionada a uma possível estratégia de sobrevivência dos microrganismos.
- b) O valor da concentração de sólidos voláteis totais relativos à biomassa imobilizada presente no reator (S_{SVT}) permaneceu no intervalo de 14,2 g/L e 18,8 g/L ao longo das condições estudadas, comprovando que a imobilização da biomassa anaeróbia na espuma de poliuretano foi efetiva e que a população microbiana foi mantida no reator durante todo o período de operação.
 - c) O balanço entre o consumo e a produção de ácidos voláteis totais e de alcalinidade a bicarbonato permitiu concluir que o sistema apresentou-se estável, produzindo alcalinidade a bicarbonato, mantendo a concentração de ácidos voláteis no efluente menor do que aquela no afluente e mantendo o pH do meio próximo do valor neutro em todas as condições operacionais.
 - d) Menores relações entre o volume alimentado e o volume de meio reacional resultaram em menores concentrações de metano no “head-space” do reator. Para a última condição operacional, em que $V_A/V_u = 0,125$, a concentração de metano não ultrapassou 0,84 mMol/L, enquanto na segunda condição em que $V_A/V_u = 0,75$, níveis de 7,00 mMol/L foram atingidos.
 - e) As análises microbiológicas permitiram concluir que a relação entre o volume alimentado e o volume de meio reacional não provocou mudanças significativas na fauna microbiana, que se mostrou diversificada, apresentando morfologias como bacilos, víbrios, bacilos com inclusões, além de arqueas metanogênicas acetolásticas (*Methanosaeta* sp. e *Methanosarcina* sp.) e hidrogenotróficas (*Methanosarcina* sp.). Não houve mudança na diversidade microbiana para biopartículas coletadas em diferentes cotas ao longo do leito do reator.
 - f) Observou-se aumento no valor da constante cinética aparente de primeira ordem a medida que a relação V_A/V_u diminuiu. Acredita-se que este aumento esteja relacionado à presença de metabólitos no volume residual de meio mantido no interior do reator de um ciclo para outro, os quais, de alguma forma, colaborariam para um mais rápido metabolismo da matéria orgânica.
 - g) Houve uma queda no valor da carga orgânica removida pelo reator, para amostras filtradas e não filtradas do efluente, a medida que a relação V_A/V_u diminuiu, exceto para segunda condição operacional ($V_A/V_u = 0,75$), em que observou-se o maior valor da carga orgânica removida para amostras filtradas e

não filtradas do efluente, que foram iguais a 81,5 e 76,7 mgDQO/L.d, respectivamente. Este resultado sugere, portanto, que a melhor forma de operação do reator seja aquela na qual haja a renovação de 75% do volume de meio a cada novo ciclo.

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

- a) Estudar a formação de material viscoso de aparência polimérica e provável origem microbiológica na espuma de poliuretano.
- b) Avaliar a operação do reator em batelada com renovação de apenas parte do volume de água residuária tratada por ciclo aplicando-se alta carga orgânica volumétrica e utilizando-se água residuária de fácil degradação.
- c) Verificar a eficiência do reator em função da posição do recheio (espuma), utilizando-se impulsores axiais.
- d) Construir a curva do número de potência em função do número de Reynolds, para ampliação de escala, em função da posição do recheio e do tipo de impulsor.

CAPÍTULO 7

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANGENENT, L.T.; DAGUE R.R. (1995). A Laboratory-Scale Comparison of the UASB and ASBR Processes. In: *50th Purdue Industrial Waste Conference Proceedings*, Ann Arbor Press, Chelsea-Michigan, pp.365-377.

ANGENENT, L. T.; SUNG, S.; RASKIN, L. (2001). Mixing intensity in anaerobic sequencing batch reactors affects reactor performance and microbial community structure. In: *Proceedings of the 9th World Congress on Anaerobic Digestion*, Antwerpen, Belgium, pp.267-274.

BAGLEY, D. M.; BRODKORB, T. S. (1999). Modeling microbial kinetic in an anaerobic sequencing batch reactor – model development and experimental validation. *Water Environment Research*, **71**, pp.1320-1332.

BANIK, G. C.; ELLIS, T. G.; DAGUE, R. R. (1997). Structure and methanogenic activity of granules from an ASBR treating dilute wastewater at low temperatures. *Water Science and Technology*, **36**, pp.149-156.

BODIK, I; HERDOVA, B.; DRTIL, M. (2001). The use of upflow anaerobic filter and AnSBR for wastewater treatment at ambient temperature. *Water Research*, **36**, pp.1084-1088.

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.

BRITO, A.G.; RODRIGUES, A.C.; MELO, F.L. (1997). Feasibility of a Pulsed Sequencing Batch Reactor with Anaerobic Aggregated Biomass for the Treatment of Low Strength Wastewaters. *Water Science and Technology*, **35**, pp.193-198.

CAMARGO, E.F.M.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. (2001). Influence of the Liquid Superficial Velocity on the Performance of an Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass. *Proceedings of the 9th World Congress on Anaerobic Digestion*, Antuérpia-Bélgica, Part 2, pp.89-91.

CAMARGO, E.F.M.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. (2002). Treatment of Low-Strength Wastewater Using Immobilized Biomass in a Sequencing Batch External Loop Reactor: Influence of the Medium Superficial Velocity on the Stability and Performance. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, **19**(03), pp.267-275.

CHANG, D.; HUR, J. M.; CHUNG, T. H. (1994). Digestion of municipal sludge by anaerobic sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, **30**, pp.161-170.

CUBAS, S.A.; FORESTI, E.; RODRIGUES, J.A.D.; RATUSZNEI, S.M.; ZAIAT, M. (2001). Influence of the Liquid-Phase Mass Transfer on the Performance of a Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass. *Proceedings of the 9th World Congress on Anaerobic Digestion*, Part 1, pp.847-852.

DAGUE, R.R.; HABBEN, C.E.; PIDAPARTI, S.R. (1992). Initial Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. *Water Science and Technology*, **26**, pp.2429-2432.

- DAGUE, R. R.; BANIK, G. C.; ELLIS, G. C. (1998). Anaerobic sequencing batch reactor treatment of dilute wastewater at psychrophilic temperatures. *Water Environment Research*, **70**, pp.155-160.
- 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 Reactors. In: *Proceedings of the International Symposium on Technological Transfer*, Salvador-BA, Brasil, pp.353-363.
- DUGBA, P. N.; ZHANG, R. H.; RUMSEY, T. R.; ELLIS, T. G. (1999). Computer simulation of a two-stage anaerobic sequencing batch reactor system for animal wastewater treatment. *Transactions of the ASAE*, **42**, pp.471-477.
- FERNANDES, L; KENNEDY, K.J.; NING, Z. (1993). Dynamic Modeling of Substrate Degradation in Sequencing Batch Anaerobic Reactors (SBAR). *Water Research*, **27**, pp.1619-1628.
- MASSÉ, D. I.; PATNI, N. K.; DROSTE, R. L.; KENNEDY, K. J. (1996). Operation strategies for psychrophilic anaerobic digestion of manure slurry in sequencing batch reactors. *Canadian Journal of Civil Engineering*, **23**, pp.1285-1294.
- MASSÉ, D. I.; DROSTE, R. L.; KENNEDY, K. J.; PATNI, N. K.; MUNROE, J. A. (1997). Potential for the psychrophilic anaerobic treatment of swine manure using a sequencing batch reactor. *Canadian Agricultural Engineering*, **39**, pp.25-34.
- MASSÉ, D. I.; MASSE, L. (2000). Treatment of slaughterhouse wastewater in anaerobic sequencing batch reactors. *Canadian Agricultural Engineering*, **42**, pp.131-137.

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.

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. *Proceedings of the 5th International Conference on Biofilm Systems*, Cidade do Cabo-África do Sul (CD-ROM).

PFEFFER, J. T.; LEITER, M.; WORLAND, J. R. (1967). Population dynamics in anaerobic digestion. *Journal of Water Pollution Control Federation*, **39**, pp.1305-1322.

RAMOS, A.C.T.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; ZAIAT, M. (2003a). 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**(4), 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 - SINAFERM*, Florianópolis-SC.

RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; CAMARGO, E.F.M.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. (2000). Feasibility of a Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass for Wastewater Treatment. *Bioresource Technology*, **75**, pp.127-132.

- RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; CAMARGO, E.F.M.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. (2001). Influence of Agitation Rate on the Performance of a Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass. *Water Science and Technology*, **44**(4), pp.305-412.
- REYES III, F. L.; DAGUE, R. R. (1995). Effects of initial seed concentration on the startup of anaerobic sequencing batch reactor. In: *50th Purdue Industrial Waste Conference Proceedings*. Ann Arbor Press Inc., Chelsea, pp.449-459.
- RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. (1986). Improved Alkalimetric Monitoring for Anaerobic Digestion of High-strength Wastes. *Journal of Water Pollution Control Federation*, **58**, pp.406-411.
- RUIZ, C.; TORRIJOS, M.; SOUSBIE, P.; LEBRATO MARTINEZ, J. L.; MOLETTA, R.; DELGENÈS, J. P. (2001). Treatment of winery wastewater by an anaerobic sequencing batch reactor (ASBR). In: *Proceedings of 9th World Congress on Anaerobic Digestion*, Antuérpia, pp.347-353.
- SCHMIT, C. G.; DAGUE, R. R. (1993). Anaerobic sequencing batch reactor treatment of swine wastes at 20 °C, 25 °C, and 35 °C. In: *48th Purdue Industrial Waste Conference Proceedings*, Chelsea, pp.541-549.
- 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 sequencial 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 Wastewaters*. Archae Press, New York.

STANDARD METHODS FOR EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER

(1995). APHA, AWAA, WPCF. Washington D.C., American Public Health Association. 19th edition.

SUNG, S.; DAGUE, R. R. (1992). Fundamental principles of the anaerobic sequencing batch reactor process. In: *Proceedings 47th Industrial Waste Conference Purdue University*, West Lafayette, IN.

SUNG, S.; DAGUE, R.R. (1995). Laboratory Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. *Water Environmental Research*, **67**, pp.294-301.

SUTHAKER, S.; POLPRASERT, 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.

TIMUR, H.; ÖSTURK, I. (1999). Anaerobic Sequencing Batch Reactor Treatment of Landfill Leachate. *Water Research*, **33**, pp.3225-3230.

TORRES, P. (1992). Desempenho de um Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) de Bancada no Tratamento de Substrato Sintético Simulando Esgoto Sanitário. Dissertação (Mestrado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

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.

WELPER, L. L.; SUNG, S.; DAGUE, R. R. (1997). Laboratory studies on the temperature-phase ASBR system. *Water Science and Technology*, **36**, pp.295-302.

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 (in Portuguese). *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**(1), 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: 51st *Purdue Industrial Waste Conference Proceedings*. Ann Arbor Press: pp.315-321.

APÊNDICE I – Variáveis Monitoradas do Afluente do Reator

I.1. Monitoramento Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 100% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 8 h

TABELA I.1: Monitoramento do afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

Meio nº	$C_{SAFL}^{(a)}$ (mgDQO/L)	pH	$AP^{(b)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AI^{(c)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AT^{(d)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	AI/AP	$AB^{(e)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AVT^{(f)}$ (mgHAc/L)
2	426,8	-	-	-	-	-	-	-
3	429,1	-	-	-	-	-	-	-
4	620,3	-	-	-	-	-	-	-
5	493,5	-	-	-	-	-	-	-
6	495,6	-	-	-	-	-	-	-
7	475,0	-	-	-	-	-	-	-
8	483,9	8,75	119,56	29,16	148,72	0,24	124,81	33,67
9	489,1	8,77	134,87	19,44	154,31	0,14	118,21	50,84
10	589,8	-	-	-	-	-	-	-
11	492,6	8,21	118,83	34,51	153,33	0,29	128,26	35,32
12	438,2	-	-	-	-	-	-	-
13	460,2	-	-	-	-	-	-	-
14	478,9	8,39	125,15	29,16	154,31	0,23	131,71	31,82
16	477,5	8,23	109,59	37,91	147,50	0,35	121,89	36,07
17	470,8	8,67	118,58	31,59	150,17	0,27	124,72	35,86
19	546,1	8,77	102,96	31,41	134,37	0,31	118,91	21,77
21	571,6	8,97	104,00	28,62	132,62	0,28	116,25	23,06
22	517,4	-	-	-	-	-	-	-
23	569,4	9,07	101,21	33,16	134,37	0,33	117,51	23,74
24	641,7	-	-	-	-	-	-	-
26	569,8	9,13	104,70	31,41	136,11	0,30	118,39	24,96
27	557,4	-	-	-	-	-	-	-
28	489,1	8,83	101,21	31,06	132,27	0,31	114,10	25,59
31	543,9	9,09	102,96	29,32	132,27	0,28	113,42	26,55
33	487,9	-	-	-	-	-	-	-
36	551,4	9,10	106,45	28,27	134,71	0,27	117,57	24,15
39	606,8	-	-	-	-	-	-	-
40	533,6	-	-	-	-	-	-	-
41	477,4	-	-	-	-	-	-	-

(a) Concentração de matéria orgânica não filtrada no afluente.

(b) Alcalinidade parcial.

(c) Alcalinidade intermediária.

(d) Alcalinidade total.

(e) Alcalinidade a bicarbonato.

(f) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA I.2: Concentração de sólidos no afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

Meio n°	ST ^(a) (mg/L)	SVT ^(b) (mg/L)	SST ^(c) (mg/L)	SSV ^(d) (mg/L)
5	916,00	556,00	42,00	42,00
7	970,00	458,00	48,00	8,00
10	992,00	566,00	120,00	104,00
12	948,00	460,00	34,00	20,00
15	920,00	536,00	64,00	54,00
18	924,00	544,00	42,00	34,00
22	992,00	586,00	30,00	26,00
27	986,00	570,00	42,00	30,00
31	954,00	588,00	38,00	38,00
35	854,00	518,00	36,00	24,00
39	1156,00	640,00	76,00	40,00
41	1116,00	568,00	46,00	24,00

(a) Concentração de sólidos totais.

(b) Concentração de sólidos voláteis totais.

(c) Concentração de sólidos suspensos totais.

(d) Concentração de sólidos suspensos voláteis.

I.2. Monitoramento Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 75% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 6 h

TABELA I.3: Monitoramento do afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

Meio n°	$C_{SAFL}^{(a)}$ (mgDQO/L)	pH	$AP^{(b)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AI^{(c)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AT^{(d)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	AI/AP	$AB^{(e)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AVT^{(f)}$ (mgHAc/L)
2	546,8	-	-	-	-	-	-	-
3	602,3	8,57	108,19	29,67	137,86	0,27	115,73	31,16
4	534,5	8,71	106,45	30,36	136,81	0,29	111,58	35,53
5	629,4	-	-	-	-	-	-	-
6	500,1	-	-	-	-	-	-	-
7	483,6	8,99	113,46	30,63	144,09	0,27	122,55	30,34
8	558,0	8,92	114,59	26,47	141,07	0,23	116,17	35,06
9	659,2	-	-	-	-	-	-	-
10	483,7	-	-	-	-	-	-	-
12	553,4	8,56	110,06	30,63	140,69	0,28	118,01	31,94
13	538,0	8,55	106,65	33,28	139,93	0,31	114,35	36,04
14	575,2	8,79	109,30	30,26	139,56	0,28	114,63	35,11
15	458,0	-	-	-	-	-	-	-
16	474,4	-	-	-	-	-	-	-
18	513,6	8,73	115,73	35,93	151,66	0,31	124,26	38,59
19	549,5	-	-	-	-	-	-	-
20	475,1	-	-	-	-	-	-	-

(a) Concentração de matéria orgânica não filtrada no afluente.

(b) Alcalinidade parcial.

(c) Alcalinidade intermediária.

(d) Alcalinidade total.

(e) Alcalinidade a bicarbonato.

(f) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA I.4: Concentração de sólidos no afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

Meio n°	$ST^{(a)}$ (mg/L)	$SVT^{(b)}$ (mg/L)	$SST^{(c)}$ (mg/L)	$SSV^{(d)}$ (mg/L)
3	1044,00	584,00	72,00	36,00
5	1080,00	594,00	94,00	46,00
8	1164,00	700,00	130,00	128,00
10	1022,00	530,00	26,00	26,00
22	976,00	584,00	48,00	48,00
28	1096,00	644,00	68,00	62,00

(a) Concentração de sólidos totais.

(b) Concentração de sólidos voláteis totais.

(c) Concentração de sólidos suspensos totais.

(d) Concentração de sólidos suspensos voláteis.

I.3. Monitoramento Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 50% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 4 h

TABELA I.5: Monitoramento do afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

Meio n°	C _{SAFL} ^(a) (mgDQO/L)	pH	AP ^(b) (mgC _a CO ₃ /L)	AI ^(c) (mgC _a CO ₃ /L)	AT ^(d) (mgC _a CO ₃ /L)	AI/AP	AB ^(e) (mgC _a CO ₃ /L)	AVT ^(f) (mgHAc/L)
1	545,2	-	-	-	-	-	-	-
2	489,4	8,51	111,18	26,81	138,00	0,24	118,05	28,10
3	-	9,05	114,40	28,60	143,00	0,25	121,46	30,34
4	551,1	9,15	116,19	29,67	145,86	0,26	123,59	31,37
5	539,1	9,18	116,55	31,82	148,36	0,27	126,98	30,11
6	-	9,17	115,12	31,46	146,58	0,27	127,42	26,98
7	642,1	-	-	-	-	-	-	-
8	460,0	-	-	-	-	-	-	-
9	508,1	8,31	81,48	44,38	125,86	0,54	106,69	27,00
10	586,5	8,92	110,72	32,73	143,45	0,30	122,66	29,27
11	626,0	-	-	-	-	-	-	-
12	521,9	9,11	114,16	29,60	143,76	0,26	121,25	31,70
13	522,4	-	-	-	-	-	-	-
15	509,6	-	-	-	-	-	-	-
18	516,4	9,02	121,76	31,53	153,29	0,26	128,92	34,32
21	531,2	-	-	-	-	-	-	-
24	495,6	8,86	111,81	34,65	146,46	0,31	126,27	28,44
25	545,5	9,12	111,21	34,95	146,16	0,31	125,74	28,76
26	545,6	-	-	-	-	-	-	-
28	497,7	-	-	-	-	-	-	-
30	518,0	9,06	110,92	35,87	146,80	0,32	125,98	29,32
31	441,7	-	-	-	-	-	-	-

(a) Concentração de matéria orgânica não filtrada no afluente.

(b) Alcalinidade parcial.

(c) Alcalinidade intermediária.

(d) Alcalinidade total.

(e) Alcalinidade a bicarbonato.

(f) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA I.6: Concentração de sólidos no afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

Meio n°	ST ^(a) (mg/L)	SVT ^(b) (mg/L)	SST ^(c) (mg/L)	SSV ^(d) (mg/L)
1	1006,00	474,00	24,00	24,00
4	994,00	668,00	56,00	46,00
6	790,00	598,00	154,00	146,00
8	952,00	482,00	44,00	24,00
11	1016,00	534,00	74,00	64,00
13	936,00	514,00	36,00	30,00
16	1002,00	556,00	46,00	24,00
18	918,00	578,00	36,00	32,00
27	992,00	596,00	52,00	24,00
30	912,00	478,00	54,00	16,00

- (a) Concentração de sólidos totais.
 (b) Concentração de sólidos voláteis totais.
 (c) Concentração de sólidos suspensos totais.
 (d) Concentração de sólidos suspensos voláteis.

I.4. Monitoramento Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 25% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 2 h

TABELA I.7: Monitoramento do afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

Meio n°	C _{SAFL} ^(a) (mgDQO/L)	pH	AP ^(b) (mgC _a CO ₃ /L)	AI ^(c) (mgC _a CO ₃ /L)	AT ^(d) (mgC _a CO ₃ /L)	AI/AP	AB ^(e) (mgC _a CO ₃ /L)	AVT ^(f) (mgHAc/L)
2	549,9	-	-	-	-	-	-	-
3	545,2	8,75	116,03	34,97	151,00	0,30	117,94	46,56
4	550,0	8,69	119,51	34,59	154,09	0,29	121,45	45,98
5	470,0	-	-	-	-	-	-	-
6	565,9	8,82	121,19	38,45	159,65	0,32	126,96	46,04
7	494,0	-	-	-	-	-	-	-
8	550,5	8,93	117,41	33,88	151,30	0,29	127,59	33,38
9	491,8	8,06	116,92	36,18	153,10	0,31	130,07	32,43
10	548,8	-	-	-	-	-	-	-
11	525,2	8,00	121,81	40,77	162,58	0,33	134,52	39,52
12	580,9	8,82	125,62	36,79	162,42	0,29	136,39	36,66
13	514,2	8,89	127,61	34,80	162,42	0,27	139,11	32,82
14	589,0	8,72	120,15	40,19	160,34	0,33	137,16	32,65
15	498,0	-	-	-	-	-	-	-
16	506,7	8,78	127,15	32,39	159,53	0,25	135,04	34,50

- (a) Concentração de matéria orgânica não filtrada no afluente.
 (b) Alcalinidade parcial.
 (c) Alcalinidade intermediária.
 (d) Alcalinidade total.
 (e) Alcalinidade a bicarbonato.
 (f) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA I.8: Concentração de sólidos no afluentes para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

Meio n°	ST ^(a) (mg/L)	SVT ^(b) (mg/L)	SST ^(c) (mg/L)	SSV ^(d) (mg/L)
2	1126,00	616,00	102,00	100,00
4	1030,00	546,00	108,00	72,00
7	986,00	544,00	28,00	14,00
9	996,00	516,00	38,00	4,00
10	1066,00	618,00	106,00	104,00
12	1506,00	1034,00	44,00	34,00
14	1010,00	622,00	42,00	42,00

(a) Concentração de sólidos totais.

(b) Concentração de sólidos voláteis totais.

(c) Concentração de sólidos suspensos totais.

(d) Concentração de sólidos suspensos voláteis.

I.5. Monitoramento Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 12,5% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 1 h

TABELA I.9: Monitoramento do afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

Meio n°	C _{SAFL} ^(a) (mgDQO/L)	pH	AP ^(b) (mgC _a CO ₃ /L)	AI ^(c) (mgC _a CO ₃ /L)	AT ^(d) (mgC _a CO ₃ /L)	AI/AP	AB ^(e) (mgC _a CO ₃ /L)	AVT ^(f) (mgHAc/L)
1	510,9	8,46	126,13	33,63	159,76	0,27	136,57	32,67
2a	532,8	8,27	125,32	39,94	165,26	0,32	136,58	40,39
2b	596,1	-	-	-	-	-	-	-
2c	520,1	-	-	-	-	-	-	-
3a	481,4	-	-	-	-	-	-	-
3b	549,9	-	-	-	-	-	-	-
3c	548,8	-	-	-	-	-	-	-
4a	523,8	8,84	116,81	35,85	152,66	0,31	120,94	44,68
4b	506,9	-	-	-	-	-	-	-
4c	540,0	-	-	-	-	-	-	-
5a	543,4	8,60	112,82	36,38	149,20	0,32	124,61	34,64
5b	562,0	-	-	-	-	-	-	-
5c	505,1	-	-	-	-	-	-	-
6a	565,4	-	-	-	-	-	-	-
6b	517,2	8,12	100,52	43,96	144,48	0,44	119,06	35,80
6c	503,3	-	-	-	-	-	-	-
7a	475,6	-	-	-	-	-	-	-
7b	477,3	-	-	-	-	-	-	-
7c	505,6	9,32	118,76	34,14	152,90	0,29	125,79	38,18
8a	530,4	-	-	-	-	-	-	-
8b	550,7	-	-	-	-	-	-	-
8c	508,0	8,40	123,29	29,18	152,47	0,24	133,91	26,14
9a	446,9	-	-	-	-	-	-	-
9b	466,3	8,33	88,20	18,86	107,06	0,21	86,55	28,89
9c	474,0	-	-	-	-	-	-	-

(a) Concentração de matéria orgânica não filtrada no afluente.

(b) Alcalinidade parcial.

(c) Alcalinidade intermediária.

(d) Alcalinidade total.

(e) Alcalinidade a bicarbonato.

(f) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA I.10: Concentração de sólidos no afluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

Meio n°	ST ^(a) (mg/L)	SVT ^(b) (mg/L)	SST ^(c) (mg/L)	SSV ^(d) (mg/L)
1a	1196,00	592,00	122,00	84,00
1b	1050,00	546,00	72,00	18,00
3a	1172,00	544,00	98,00	10,00
5b	1010,00	606,00	56,00	16,00
5a	0,00	0,00	42,00	40,00
7b	930,00	622,00	42,00	30,00
7a	1016,00	606,00	12,00	10,00
9a	822,00	386,00	32,00	18,00

(a) Concentração de sólidos totais.

(b) Concentração de sólidos voláteis totais.

(c) Concentração de sólidos suspensos totais.

(d) Concentração de sólidos suspensos voláteis.

APÊNDICE II – Variáveis Monitoradas do Efluente do Reator

II.1. Monitoramento Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 100 % do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 8 h

TABELA II.1: Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

Tempo (d)	$C_{SF}^{(a)}$ (mgDQO/L)	$\epsilon_{SF}^{(b)}$ (%)	$C_{ST}^{(c)}$ (mgDQO/L)	$\epsilon_{ST}^{(d)}$ (%)
4,00	63,5	87,9	75,5	85,6
5,00	99,6	81,0	157,6	69,9
6,00	80,5	84,6	129,6	75,2
7,00	83,7	84,0	98,6	81,2
8,00	74,4	85,8	135,5	74,1
12,00	102,6	80,4	132,9	74,6
13,00	73,7	85,9	148,9	71,5
14,00	74,0	85,9	104,3	80,1
15,00	72,0	86,2	98,1	81,3
18,00	83,2	84,1	121,8	76,7
19,00	87,5	83,3	140,4	73,2
20,00	80,5	84,6	115,3	78,0
26,00	83,1	84,1	129,5	75,3
27,00	66,8	87,2	95,3	81,8
33,00	77,6	85,2	94,6	81,9
34,00	72,4	86,2	90,7	82,7
35,00	77,5	85,2	104,6	80,0
39,00	76,5	85,4	94,5	81,9
40,00	69,1	86,8	79,9	84,7
41,00	65,5	87,5	82,8	84,2
47,00	85,5	83,7	101,3	80,6
50,00	76,4	85,4	88,2	83,1
55,00	71,8	86,3	101,6	80,6
61,00	81,5	84,4	98,2	81,2
62,00	74,7	85,7	111,3	78,7
63,00	90,2	82,8	114,8	78,1

(a) Concentração de matéria orgânica filtrada.

(b) Eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada.

(c) Concentração de matéria orgânica não-filtrada.

(d) Eficiência de remoção de matéria orgânica não-filtrada.

TABELA II.2: Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

Tempo (d)	pH	AP ^(a) (mgC _a CO ₃ /L)	AI ^(b) (mgC _a CO ₃ /L)	AT ^(c) (mgC _a CO ₃ /L)	AI/AP	AB ^(d) (mgC _a CO ₃ /L)	AVT ^(e) (mgHAc/L)
8,00	7,22	176,66	43,50	220,16	0,25	203,53	23,42
13,00	7,07	208,49	53,46	261,95	0,26	246,66	21,54
18,00	7,08	194,40	45,44	239,84	0,23	226,66	18,56
20,00	7,05	182,01	58,08	240,08	0,32	228,03	16,97
25,00	7,12	195,62	57,11	252,72	0,29	239,16	19,09
27,00	7,15	174,15	47,12	221,27	0,27	207,79	18,98
32,00	7,28	174,15	46,42	220,57	0,27	211,42	12,89
34,00	7,27	166,12	48,16	214,29	0,29	205,62	12,21
39,00	7,40	171,36	48,86	220,22	0,29	210,37	13,87
41,00	7,36	172,06	41,88	213,94	0,24	203,79	14,29
47,00	7,07	169,27	45,37	214,64	0,27	202,37	17,27
50,00	7,22	179,74	47,81	227,55	0,27	217,05	14,79
55,00	6,99	174,50	47,12	221,62	0,27	211,85	13,76

(a) Alcalinidade parcial.

(b) Alcalinidade intermediária.

(c) Alcalinidade total.

(d) Alcalinidade a bicarbonato.

(e) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA II.3: Concentração de sólidos no efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

Tempo (d)	ST ^(a) (mg/L)	SVT ^(b) (mg/L)	SST ^(c) (mg/L)	SSV ^(d) (mg/L)
5,00	644,00	264,00	64,00	54,00
7,00	730,00	166,00	46,00	8,00
12,00	794,00	306,00	104,00	66,00
14,00	746,00	228,00	46,00	16,00
19,00	638,00	194,00	50,00	36,00
26,00	660,00	238,00	32,00	22,00
33,00	636,00	290,00	20,00	14,00
40,00	656,00	286,00	20,00	20,00
47,00	674,00	252,00	16,00	14,00
54,00	654,00	296,00	42,00	24,00
61,00	814,00	308,00	60,00	22,00
63,00	846,00	284,00	36,00	30,00

(a) Concentração de sólidos totais.

(b) Concentração de sólidos voláteis totais.

(c) Concentração de sólidos suspensos totais.

(d) Concentração de sólidos suspensos voláteis.

II.2. Monitoramento Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 75% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 6 h

TABELA II.4: Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

Tempo (d)	$C_{SF}^{(a)}$ (mgDQO/L)	$\epsilon_{SF}^{(b)}$ (%)	$C_{ST}^{(c)}$ (mgDQO/L)	$\epsilon_{ST}^{(d)}$ (%)
1,00	121,0	77,3	141,3	73,5
2,00	102,0	80,8	117,5	77,9
3,00	100,0	81,2	109,5	79,4
4,00	101,8	80,9	129,5	75,7
7,00	78,6	85,2	123,2	76,9
8,00	78,8	85,2	115,4	78,3
9,00	95,1	82,1	126,4	76,3
10,00	110,4	79,3	144,2	72,9
17,00	80,6	84,9	95,9	82,0
18,00	76,9	85,6	89,5	83,2
21,00	89,2	83,2	109,7	79,4
26,00	77,4	85,5	103,3	80,6
33,00	83,0	84,4	115,3	78,3

(a) Concentração de matéria orgânica filtrada.

(b) Eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada.

(c) Concentração de matéria orgânica não-filtrada.

(d) Eficiência de remoção de matéria orgânica não-filtrada.

TABELA II.5: Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

Tempo (d)	pH	$AP^{(a)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AI^{(b)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AT^{(c)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	AI/AP	$AB^{(d)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AVT^{(e)}$ (mgHAc/L)
1,00	7,32	167,52	48,51	216,03	0,29	185,95	42,36
3,00	7,13	174,15	41,18	215,33	0,24	191,08	34,16
7,00	7,14	175,48	38,95	214,44	0,22	199,65	20,83
8,00	7,19	175,86	43,11	218,98	0,25	204,29	20,69
17,00	7,38	175,11	32,15	207,25	0,18	192,81	20,34
18,00	7,36	167,16	38,95	206,12	0,23	191,23	20,97
21,00	7,25	181,54	38,58	220,11	0,21	201,90	25,66
26,00	7,35	194,77	32,15	226,92	0,17	212,95	19,68
32,00	7,12	152,32	62,72	215,04	0,41	203,80	15,82
35,00	7,13	155,00	62,50	217,50	0,40	204,82	17,86

(a) Alcalinidade parcial.

(b) Alcalinidade intermediária.

(c) Alcalinidade total.

(d) Alcalinidade a bicarbonato.

(e) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA II.6: Concentração de sólidos no efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

Tempo (d)	ST ^(a) (mg/L)	SVT ^(b) (mg/L)	SST ^(c) (mg/L)	SSV ^(d) (mg/L)
1,00	744,00	282,00	56,00	24,00
3,00	792,00	312,00	64,00	22,00
7,00	806,00	350,00	78,00	60,00
10,00	814,00	346,00	44,00	32,00
31,00	704,00	290,00	38,00	38,00
36,00	750,00	292,00	40,00	24,00

(a) Concentração de sólidos totais.

(b) Concentração de sólidos voláteis totais.

(c) Concentração de sólidos suspensos totais.

(d) Concentração de sólidos suspensos voláteis.

II.3. Monitoramento Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 50% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 4 h

TABELA II.7: Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

Tempo (d)	C _{SF} ^(a) (mgDQO/L)	ε _{SF} ^(b) (%)	C _{ST} ^(c) (mgDQO/L)	ε _{ST} ^(d) (%)
1,00	72,9	86,2	102,1	80,7
5,00	83,0	84,3	107,3	79,7
6,00	68,6	87,1	91,9	82,7
8,00	99,5	81,2	157,1	70,3
9,00	77,3	85,4	99,4	81,2
12,00	86,5	83,7	93,7	82,3
15,00	101,3	80,9	126,3	76,2
16,17	71,9	86,4	85,7	83,8
19,00	84,7	84,0	99,0	81,3
20,00	90,3	83,0	112,8	78,7
22,00	77,8	85,3	116,0	78,1
25,00	98,6	81,4	108,1	79,6
26,00	90,8	82,9	99,0	81,3
27,00	87,8	83,4	94,3	82,2
28,00	79,2	85,1	108,2	79,6
29,00	89,9	83,0	105,9	80,0
32,17	83,6	84,2	83,7	84,2
32,83	65,1	87,7	93,1	82,4

(a) Concentração de matéria orgânica filtrada.

(b) Eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada.

(c) Concentração de matéria orgânica não-filtrada.

(d) Eficiência de remoção de matéria orgânica não-filtrada.

TABELA II.8: Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

Tempo (d)	pH	AP ^(a) (mgC _a CO ₃ /L)	AI ^(b) (mgC _a CO ₃ /L)	AT ^(c) (mgC _a CO ₃ /L)	AI/AP	AB ^(d) (mgC _a CO ₃ /L)	AVT ^(e) (mgHAc/L)
1,00	7,18	174,10	43,62	217,72	0,25	199,77	25,28
3,00	7,54	173,39	45,40	218,79	0,26	202,39	23,09
6,00	7,51	172,67	42,19	214,86	0,24	202,88	16,88
7,00	7,72	171,96	45,76	217,72	0,27	206,63	15,62
10,00	7,80	157,50	33,60	191,10	0,21	179,37	16,52
13,00	7,50	178,52	38,84	217,36	0,22	206,25	15,64
15,00	7,42	180,09	34,45	214,54	0,19	200,23	20,16
20,00	7,10	190,99	48,37	239,36	0,25	226,99	17,42
24,17	6,82	184,73	62,13	246,86	0,34	233,51	18,80
25,83	7,13	180,56	50,04	230,60	0,28	217,25	18,80
27,00	7,42	162,95	41,15	204,10	0,25	188,96	21,33
28,00	7,77	169,46	36,31	205,77	0,21	193,15	17,77
33,17	7,62	178,62	45,03	223,65	0,25	211,52	17,08

(a) Alcalinidade parcial.

(b) Alcalinidade intermediária.

(c) Alcalinidade total.

(d) Alcalinidade a bicarbonato.

(e) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA II.9: Concentração de sólidos no efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

Tempo (d)	ST ^(a) (mg/L)	SVT ^(b) (mg/L)	SST ^(c) (mg/L)	SSV ^(d) (mg/L)
1,00	656,00	250,00	30,00	20,00
3,17	708,00	340,00	44,00	32,00
7,00	638,00	262,00	32,00	32,00
9,00	772,00	312,00	54,00	44,00
14,00	736,00	244,00	34,00	24,00
16,00	650,00	248,00	40,00	32,00
21,00	720,00	302,00	14,00	10,00
23,00	722,00	404,00	36,00	32,00
29,00	602,00	244,00	40,00	22,00
33,83	612,00	172,00	30,00	14,00

(a) Concentração de sólidos totais.

(b) Concentração de sólidos voláteis totais.

(c) Concentração de sólidos suspensos totais.

(d) Concentração de sólidos suspensos voláteis.

II.4. Monitoramento Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 25% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 2 h

TABELA II.10: Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

Tempo (d)	$C_{SF}^{(a)}$ (mgDQO/L)	$\epsilon_{SF}^{(b)}$ (%)	$C_{ST}^{(c)}$ (mgDQO/L)	$\epsilon_{ST}^{(d)}$ (%)
3,92	88,9	83,1	106,8	79,7
7,08	100,0	81,0	109,9	79,1
8,92	117,5	77,7	137,5	73,9
11,08	119,9	77,3	165,9	68,5
15,08	108,1	79,5	141,7	73,1
19,00	118,4	77,5	143,8	72,7
20,00	100,6	80,9	135,1	74,4
23,00	107,8	79,5	128,9	75,5
25,08	90,5	82,8	131,2	75,1
26,08	106,6	79,8	135,5	74,3
27,25	106,7	79,8	134,2	74,5
28,25	104,8	80,1	148,9	71,7
29,92	100,1	81,0	137,7	73,9
32,00	96,7	81,7	160,9	69,5

(a) Concentração de matéria orgânica filtrada.

(b) Eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada.

(c) Concentração de matéria orgânica não-filtrada.

(d) Eficiência de remoção de matéria orgânica não-filtrada.

TABELA II.11: Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

Tempo (d)	pH	$AP^{(a)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AI^{(b)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AT^{(c)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	AI/AP	$AB^{(d)}$ (mgC _a CO ₃ /L)	$AVT^{(e)}$ (mgHAc/L)
3,92	7,51	182,67	41,13	223,80	0,23	197,81	36,60
7,08	7,56	194,39	33,81	228,20	0,17	204,84	32,91
11,08	7,67	189,12	54,21	243,33	0,29	210,67	46,01
15,08	7,27	179,66	63,04	242,70	0,35	218,55	34,02
19,00	7,60	175,38	51,19	226,57	0,29	201,63	35,13
23,00	7,41	197,72	49,55	247,27	0,25	228,92	25,85
25,08	7,83	209,81	38,62	248,43	0,18	232,13	22,96
27,33	6,98	181,06	58,01	239,07	0,32	224,58	20,40
28,33	7,07	187,69	58,42	246,11	0,31	229,99	22,70

(a) Alcalinidade parcial.

(b) Alcalinidade intermediária.

(c) Alcalinidade total.

(d) Alcalinidade a bicarbonato.

(e) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA II.12: Concentração de sólidos no efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

Tempo (d)	ST ^(a) (mg/L)	SVT ^(b) (mg/L)	SST ^(c) (mg/L)	SSV ^(d) (mg/L)
2,00	740,00	282,00	0,00	0,00
7,08	700,00	248,00	56,00	20,00
15,08	764,00	276,00	34,00	28,00
19,00	700,00	220,00	18,00	8,00
21,08	746,00	296,00	62,00	62,00
26,08	754,00	246,00	42,00	28,00
28,08	732,00	300,00	44,00	40,00

- (a) Concentração de sólidos totais.
 (b) Concentração de sólidos voláteis totais.
 (c) Concentração de sólidos suspensos totais.
 (d) Concentração de sólidos suspensos voláteis.

II.5. Monitoramento Para o Ensaio em Batelada com Renovação de 12,5% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 1 h

TABELA II.13: Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

Tempo (d)	C _{SF} ^(a) (mgDQO/L)	ε _{SF} ^(b) (%)	C _{ST} ^(c) (mgDQO/L)	ε _{ST} ^(d) (%)
0,96	84,0	83,6	93,8	81,7
2,00	103,8	79,8	106,8	79,2
2,96	126,0	75,5	156,5	69,5
6,79	112,9	78,0	154,2	70,0
7,79	116,0	77,4	156,0	69,6
8,79	111,6	78,3	138,8	73,0
9,75	97,5	81,0	114,6	77,7
10,83	112,1	78,2	125,8	75,5
13,96	112,6	78,1	156,7	69,5
15,96	101,2	80,3	113,1	78,0
17,04	120,2	76,6	149,9	70,8
20,00	95,8	81,3	124,9	75,7
21,00	117,1	77,2	159,7	68,9
21,96	100,9	80,3	158,0	69,2
22,96	93,0	81,9	117,7	77,1
24,04	101,1	80,3	108,2	78,9
25,00	93,8	81,7	121,6	76,3
28,04	103,8	79,8	136,9	73,3
29,00	88,8	82,7	111,1	78,4

- (a) Concentração de matéria orgânica filtrada.
 (b) Eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada.
 (c) Concentração de matéria orgânica não-filtrada.
 (d) Eficiência de remoção de matéria orgânica não-filtrada.

TABELA II.14: Monitoramento do efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

Tempo (d)	pH	AP ^(a) (mgC _a CO ₃ /L)	AI ^(b) (mgC _a CO ₃ /L)	AT ^(c) (mgC _a CO ₃ /L)	AI/AP	AB ^(d) (mgC _a CO ₃ /L)	AVT ^(e) (mgHAc/L)
0,96	7,54	174,64	46,57	221,21	0,27	204,60	23,39
2,96	7,85	191,45	46,08	237,54	0,24	215,94	30,42
7,00	7,45	173,17	50,28	223,44	0,29	199,14	34,23
8,79	7,57	182,74	44,51	227,24	0,24	204,31	32,31
13,96	7,92	174,99	44,52	219,51	0,25	202,60	23,81
17,04	7,49	160,72	48,44	209,16	0,30	195,23	19,63
20,00	7,69	179,17	47,56	226,73	0,27	210,31	23,12
22,96	7,77	170,12	46,98	217,10	0,28	201,94	21,35
24,08	6,86	169,24	51,79	221,04	0,31	208,93	17,05
25,04	6,71	121,85	38,24	160,08	0,31	149,19	15,33
28,08	6,75	122,87	33,65	156,51	0,27	143,26	18,67

(a) Alcalinidade parcial.

(b) Alcalinidade intermediária.

(c) Alcalinidade total.

(d) Alcalinidade a bicarbonato.

(e) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA II.15: Concentração de sólidos no efluente para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

Tempo (d)	ST ^(a) (mg/L)	SVT ^(b) (mg/L)	SST ^(c) (mg/L)	SSV ^(d) (mg/L)
2,00	810,00	294,00	100,00	66,00
4,00	764,00	248,00	78,00	28,00
8,79	930,00	288,00	110,00	24,00
11,00	888,00	400,00	32,00	22,00
15,96	672,00	278,00	32,00	18,00
18,08	776,00	408,00	64,00	60,00
23,00	736,00	420,00	84,00	80,00
24,96	722,00	272,00	22,00	18,00
31,00	596,00	168,00	30,00	18,00

(a) Concentração de sólidos totais.

(b) Concentração de sólidos voláteis totais.

(c) Concentração de sólidos suspensos totais.

(d) Concentração de sólidos suspensos voláteis.

APÊNDICE III – Dados de Perfis ao Longo do Ciclo do Reator

III.1. Operação do Reator em Batelada com Renovação de 100% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 8 h

TABELA III.1: Perfis de concentração de matéria orgânica e eficiência de remoção de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

Tempo (h)	1º Perfil Ciclo nº130			2º Perfil Ciclo nº148			3º Perfil Ciclo nº166			Média		
	$C_{SF}^{(a)}$	$E_{SF}^{(b)}$	$C'_{SF}^{(c)}$	$C_{SF}^{(a)}$	$E_{SF}^{(b)}$	$C'_{SF}^{(c)}$	$C_{SF}^{(a)}$	$E_{SF}^{(b)}$	$C'_{SF}^{(c)}$	$C_{SF}^{(a)}$	$E_{SF}^{(b)}$	$C'_{SF}^{(c)}$
0,00	353,80	0,00	312,00	207,1	0,00	312,00	375,10	0,00	312,00	312,00	0,00	312,00
0,25	279,40	21,03	246,39	-	-	-	279,30	25,54	232,32	279,35	23,28	239,35
0,50	248,20	29,85	218,88	172,4	16,76	259,72	257,80	31,27	214,43	226,13	25,96	231,01
0,75	222,50	37,11	196,21	180,2	12,99	271,47	241,60	35,59	200,96	214,77	28,56	222,88
1,00	205,20	42,00	180,96	180,6	12,80	272,08	238,00	36,55	197,96	207,93	30,45	217,00
1,25	187,10	47,12	164,99	199,7	3,57	300,85	223,40	40,44	185,82	203,40	30,38	217,22
1,50	170,00	51,95	149,92	177,5	14,29	267,41	206,60	44,92	171,85	184,70	37,05	196,39
1,75	162,40	54,10	143,21	162,8	21,39	245,26	190,20	49,29	158,20	171,80	41,59	182,23
2,00	141,80	59,92	125,05	172,7	16,61	260,18	189,40	49,51	157,54	167,97	42,01	180,92
2,25	134,40	62,01	118,52	158,5	23,47	238,78	176,40	52,97	146,73	156,43	46,15	168,01
2,50	139,30	60,63	122,84	134,0	35,30	201,87	172,30	54,07	143,32	148,53	50,00	156,01
2,75	124,40	64,84	109,70	148,2	28,44	223,27	162,50	56,68	135,16	145,03	49,99	156,04
3,00	115,20	67,44	101,59	102,5	50,51	154,42	168,60	55,05	140,24	128,77	57,67	132,08
3,50	99,60	71,85	87,83	121,4	41,38	182,89	159,40	57,50	132,59	126,80	56,91	134,44
4,00	90,70	74,36	79,98	69,8	66,30	105,15	141,50	62,28	117,70	100,67	67,65	100,95
4,50	84,60	76,09	74,60	89,9	56,59	135,44	137,70	63,29	114,54	104,07	65,32	108,19
5,00	82,70	76,63	72,93	119,5	42,30	180,03	133,40	64,44	110,96	111,87	61,12	121,31
5,50	86,30	75,61	76,10	110,3	46,74	166,17	113,80	69,66	94,66	103,47	64,00	112,31
6,00	78,50	77,81	69,23	93,7	54,76	141,16	112,90	69,90	93,91	95,03	67,49	101,43
6,50	77,90	77,98	68,70	92,2	55,48	138,90	102,70	72,62	85,42	90,93	68,69	97,67
7,00	88,60	74,96	78,13	86,8	58,09	130,77	99,30	73,53	82,60	91,57	68,86	97,16
7,50	95,60	72,98	84,31	78,6	62,05	118,41	89,30	76,19	74,28	87,83	70,41	92,33
8,00	86,70	75,49	76,46	93,8	54,71	141,31	107,30	71,39	89,25	95,93	67,20	102,34

(a) Concentração de matéria orgânica filtrada (mgDQO/L).

(b) Eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada (%).

(c) Concentração de matéria orgânica filtrada (mgDQO/L): Valor corrigido.

TABELA III.2: Perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 1$.

Tempo (h)	1º Perfil Ciclo nº187		2º Perfil Ciclo nº193		Média	
	AB ^(a)	AVT ^(b)	AB ^(a)	AVT ^(b)	AB ^(a)	AVT ^(b)
	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)
0,0	142	35	141	32	141	33
0,5	151	48	146	43	148	46
1,0	155	53	151	48	153	51
1,5	159	51	157	50	158	50
2,0	165	49	166	47	165	48
2,5	174	47	175	44	174	46
3,0	181	42	178	41	179	41
3,5	186	36	181	39	184	38
4,0	187	35	188	36	188	36
4,5	188	32	190	33	189	33
5,0	196	29	189	28	192	28
5,5	200	25	199	26	199	26
6,0	206	25	202	21	204	23
6,5	205	23	202	21	204	22
7,0	202	22	204	20	203	21
7,5	199	22	204	20	201	21
8,0	202	22	200	20	201	21

(a) Alcalinidade a bicarbonato.

(b) Concentração de ácidos voláteis totais.

III.2. Operação do Reator em Batelada com Renovação de 75% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 6 h

TABELA III.3: Perfis de concentração de matéria orgânica e eficiência de remoção de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

Tempo (h)	1º Perfil Ciclo nº133			2º Perfil Ciclo nº137			3º Perfil Ciclo nº165			Média		
	$C_{SF}^{(a)}$	$\epsilon_{SF}^{(b)}$	$C_{SF}^{(c)}$	$C_{SF}^{(a)}$	$\epsilon_{SF}^{(b)}$	$C_{SF}^{(c)}$	$C_{SF}^{(a)}$	$\epsilon_{SF}^{(b)}$	$C_{SF}^{(c)}$	$C_{SF}^{(a)}$	$\epsilon_{SF}^{(b)}$	$C_{SF}^{(c)}$
0,00	321,10	0,00	319,77	332,5	0,00	319,77	305,70	0,00	319,77	319,77	0,00	319,77
0,25	230,80	28,12	229,84	235,7	29,11	226,67	247,00	19,20	258,37	237,83	25,48	238,29
0,50	217,40	32,30	216,50	200,0	39,85	192,34	221,30	27,61	231,48	212,90	33,25	213,44
0,75	201,60	37,22	200,76	173,0	47,97	166,37	193,10	36,83	201,99	189,23	40,67	189,71
1,00	194,50	39,43	193,69	182,3	45,17	175,32	180,00	41,12	188,28	185,60	41,91	185,76
1,25	193,40	39,77	192,60	148,9	55,22	143,20	172,70	43,51	180,65	171,67	46,16	172,15
1,50	181,10	43,60	180,35	134,7	59,49	129,54	168,40	44,91	176,15	161,40	49,33	162,01
1,75	175,30	45,41	174,57	128,5	61,35	123,58	166,70	45,47	174,37	156,83	50,74	157,51
2,00	164,50	48,77	163,82	134,7	59,49	129,54	158,80	48,05	166,11	152,67	52,10	153,16
2,25	162,10	49,52	161,43	117,8	64,57	113,29	162,70	46,78	170,19	147,53	53,62	148,30
2,50	148,80	53,66	148,18	125,7	62,20	120,89	159,00	47,99	166,32	144,50	54,61	145,13
2,75	147,30	54,13	146,69	115,6	65,23	111,17	152,60	50,08	159,62	138,50	56,48	139,16
3,00	146,80	54,28	146,19	107,9	67,55	103,77	152,00	50,28	158,99	135,57	57,37	136,32
3,50	147,10	54,19	146,49	107,7	67,61	103,58	156,50	48,81	163,70	137,10	56,87	137,92
4,00	135,10	57,93	134,54	96,7	70,92	93,00	154,40	49,49	161,50	128,73	59,45	129,68
4,50	141,30	56,00	140,71	94,3	71,64	90,69	142,70	53,32	149,27	126,10	60,32	126,89
5,00	136,40	57,52	135,83	94,7	71,52	91,07	141,00	53,88	147,49	124,03	60,97	124,80
5,50	124,00	61,38	123,49	91,7	72,42	88,19	140,10	54,17	146,55	118,60	62,66	119,41
6,00	124,90	61,10	124,38	96,0	71,13	92,32	126,50	58,62	132,32	115,80	63,62	116,34

(a) Concentração de matéria orgânica filtrada (mgDQO/L).

(b) Eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada (%).

(c) Concentração de matéria orgânica filtrada (mgDQO/L): Valor corrigido.

TABELA III.4: Perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

Tempo	1º Perfil Ciclo nº141		2º Perfil Ciclo nº153		3º Perfil Ciclo nº161		Média*	
(h)	AB ^(a) (mgC _a CO ₃ /L)	AVT ^(b) (mgHAc/L)	AB ^(a) (mgC _a CO ₃ /L)	AVT ^(b) (mgHAc/L)	AB ^(a) (mgC _a CO ₃ /L)	AVT ^(b) (mgHAc/L)	AB ^(a) (mgC _a CO ₃ /L)	AVT ^(b) (mgHAc/L)
0,0	163	23	158	26	154	36	158	24
0,5	178	20	170	24	160	46	169	22
1,0	185	20	176	27	159	54	173	23
1,5	192	18	175	28	160	57	176	23
2,0	196	15	179	30	157	61	177	22
2,5	202	15	187	29	159	61	183	22
3,0	204	16	190	29	162	61	185	22
3,5	203	16	199	24	166	61	189	20
4,0	205	16	201	22	170	59	192	19
4,5	198	22	204	18	173	60	192	20
5,0	204	16	202	18	173	59	193	17
5,5	204	16	202	18	177	57	194	17
6,0	204	16	205	18	181	54	197	17

(a) Alcalinidade a bicarbonato.

(b) Concentração de ácidos voláteis totais.

* O 3º perfil não foi considerado no cálculo da média.

TABELA III.5: Perfis de concentração de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

Tempo	1º Perfil Ciclo nº129		2º Perfil Ciclo nº157		3º Perfil Ciclo nº169		Média	
(h)	CH ₄ ^(a) (mMol/L)	CO ₂ ^(b) (mMol/L)	CH ₄ ^(a) (mMol/L)	CO ₂ ^(b) (mMol/L)	CH ₄ ^(a) (mMol/L)	CO ₂ ^(b) (mMol/L)	CH ₄ ^(a) (mMol/L)	CO ₂ ^(b) (mMol/L)
0,0	0,03	0,09	0,03	0,09	0,02	0,01	0,03	0,06
0,5	1,39	2,11	1,47	2,15	1,48	1,96	1,45	2,07
1,0	2,42	2,54	2,52	2,68	2,63	2,49	2,52	2,57
1,5	3,11	2,73	3,27	2,91	3,37	2,72	3,25	2,79
2,0	3,75	2,79	3,82	3,00	4,01	2,90	3,86	2,90
2,5	4,29	2,90	4,25	3,09	4,23	2,82	4,26	2,93
3,0	4,83	2,96	4,61	3,25	5,11	3,18	4,85	3,13
3,5	5,30	3,03	4,78	3,32	5,49	3,26	5,19	3,20
4,0	5,47	2,96	4,89	3,33	5,86	3,37	5,41	3,22
4,5	6,23	3,31	5,01	3,41	6,08	3,38	5,77	3,37
5,0	6,28	3,16	5,03	3,41	6,46	3,49	5,92	3,36
5,5	6,10	2,94	5,07	3,40	6,73	3,55	5,97	3,30
6,0	6,76	3,30	5,31	3,59	7,00	3,65	6,36	3,51

(a) Concentração de metano no head-space do reator.

(b) Concentração de gás carbônico no head-space do reator.

TABELA III.6: Perfis de fração molar de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,75$.

Tempo (h)	1º Perfil Ciclo nº129		2º Perfil Ciclo nº157		3º Perfil Ciclo nº169		Média	
	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)
	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
0,0	26,11	73,89	24,61	75,39	80,99	19,01	43,90	56,10
0,5	39,82	60,18	40,63	59,37	42,99	57,01	41,15	58,85
1,0	48,73	51,27	48,49	51,51	51,32	48,68	49,51	50,49
1,5	53,30	46,70	52,96	47,04	55,30	44,70	53,86	46,14
2,0	57,34	42,66	56,01	43,99	57,99	42,01	57,11	42,89
2,5	59,67	40,33	57,93	42,07	60,05	39,95	59,22	40,78
3,0	62,01	37,99	58,68	41,32	61,65	38,35	60,78	39,22
3,5	63,64	36,36	58,98	41,02	62,71	37,29	61,78	38,22
4,0	64,89	35,11	59,48	40,52	63,51	36,49	62,63	37,37
4,5	65,35	34,65	59,46	40,54	64,29	35,71	63,03	36,97
5,0	66,51	33,49	59,58	40,42	64,90	35,10	63,66	36,34
5,5	67,47	32,53	59,84	40,16	65,47	34,53	64,26	35,74
6,0	67,22	32,78	59,66	40,34	65,72	34,28	64,20	35,80

(a) Fração molar de metano no head-space do reator.

(b) Fração molar de gás carbônico no head-space do reator.

III.3. Operação do Reator em Batelada com Renovação de 50% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 4 h

TABELA III.7: Perfis de concentração de matéria orgânica e eficiência de remoção de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

Tempo (h)	1º Perfil Ciclo nº133			2º Perfil Ciclo nº139			3º Perfil Ciclo nº151			Média		
	$C_{SF}^{(a)}$	$\epsilon_{SF}^{(b)}$	$C'_{SF}{}^{(c)}$	$C_{SF}^{(a)}$	$\epsilon_{SF}^{(b)}$	$C'_{SF}{}^{(c)}$	$C_{SF}^{(a)}$	$\epsilon_{SF}^{(b)}$	$C'_{SF}{}^{(c)}$	$C_{SF}^{(a)}$	$\epsilon_{SF}^{(b)}$	$C'_{SF}{}^{(c)}$
0,00	247,30	0,00	240,97	236,2	0,00	240,97	239,40	0,00	240,97	240,97	0,00	240,97
0,25	220,30	10,92	214,66	200,1	15,28	204,14	177,20	25,98	178,36	199,20	17,39	199,05
0,50	163,90	33,72	159,70	168,2	28,79	171,59	143,30	40,14	144,24	158,47	34,22	158,51
0,75	142,00	42,58	138,36	157,6	33,28	160,78	134,30	43,90	135,18	144,63	39,92	144,77
1,00	126,20	48,97	122,97	136,2	42,34	138,95	124,10	48,16	124,91	128,83	46,49	128,94
1,25	110,10	55,48	107,28	120,7	48,90	123,14	112,10	53,17	112,83	114,30	52,52	114,42
1,50	103,90	57,99	101,24	110,2	53,34	112,42	109,10	54,43	109,81	107,73	55,25	107,83
1,75	97,20	60,70	94,71	108,6	54,02	110,79	109,00	54,47	109,71	104,93	56,40	105,07
2,00	96,40	61,02	93,93	100,6	57,41	102,63	97,50	59,27	98,14	98,17	59,23	98,23
2,25	89,10	63,97	86,82	94,2	60,12	96,10	92,30	61,45	92,90	91,87	61,84	91,94
2,50	89,00	64,01	86,72	92,6	60,80	94,47	90,80	62,07	91,39	90,80	62,29	90,86
2,75	87,40	64,66	85,16	90,4	61,73	92,22	88,10	63,20	88,68	88,63	63,20	88,69
3,00	89,00	64,01	86,72	85,7	63,72	87,43	86,00	64,08	86,56	86,90	63,94	86,90
3,50	83,70	66,15	81,56	85,0	64,01	86,72	85,20	64,41	85,76	84,63	64,86	84,68
4,00	79,10	68,01	77,07	77,8	67,06	79,37	82,20	65,66	82,74	79,70	66,91	79,73

(a) Concentração de matéria orgânica filtrada (mgDQO/L).

(b) Eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada (%).

(c) Concentração de matéria orgânica filtrada (mgDQO/L): Valor corrigido.

TABELA III.8: Perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

Tempo	1º Perfil		2º Perfil		3º Perfil		Média	
	Ciclo n°121		Ciclo n°145		Ciclo n°157			
	AB ^(a)	AVT ^(b)	AB ^(a)	AVT ^(b)	AB ^(a)	AVT ^(b)	AB ^(a)	AVT ^(b)
(h)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)
0,0	186	25	174	31	180	24	180	27
0,5	201	20	202	26	193	21	199	22
1,0	211	19	209	22	199	20	206	20
1,5	215	19	215	21	203	20	211	20
2,0	215	19	223	21	208	20	215	20
2,5	219	19	225	19	211	20	218	19
3,0	220	18	228	19	211	19	220	19
3,5	223	18	232	19	213	19	223	19
4,0	227	17	234	19	217	19	226	18

(a) Alcalinidade a bicarbonato.

(b) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA III.9: Perfis de concentração de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

Tempo	1º Perfil		2º Perfil		3º Perfil		Média*	
	Ciclo n°134		Ciclo n°140		Ciclo n°152			
	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)
(h)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)
0,0	0,00	0,16	0,11	0,34	0,25	0,44	0,18	0,39
0,5	0,22	0,93	0,64	1,57	0,88	1,56	0,76	1,56
1,0	0,42	1,26	1,13	1,91	1,42	1,88	1,28	1,90
1,5	0,56	1,45	1,57	2,19	1,83	1,99	1,70	2,09
2,0	0,65	1,59	1,89	2,25	2,28	2,10	2,09	2,18
2,5	0,68	1,67	2,32	2,38	2,58	2,21	2,45	2,30
3,0	0,69	1,75	2,58	2,47	2,86	2,28	2,72	2,38
3,5	0,69	1,78	2,81	2,50	2,97	2,26	2,89	2,38
4,0	0,70	1,89	3,01	2,60	3,13	2,32	3,07	2,46

(a) Concentração de metano no head-space do reator.

(b) Concentração de gás carbônico no head-space do reator.

* O 1º perfil não foi considerado no cálculo da média.

TABELA III.10: Perfis de fração molar de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,50$.

Tempo	1º Perfil		2º Perfil		3º Perfil		Média*	
(h)	Ciclo nº134		Ciclo nº140		Ciclo nº152			
	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)
	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
0,0	0,00	100,00	24,41	75,59	36,29	63,71	30,35	69,65
0,5	18,85	81,15	29,02	70,98	36,08	63,92	32,55	67,45
1,0	25,17	74,83	37,25	62,75	43,04	56,96	40,15	59,85
1,5	28,02	71,98	41,84	58,16	47,82	52,18	44,83	55,17
2,0	28,84	71,16	45,69	54,31	52,06	47,94	48,88	51,12
2,5	29,01	70,99	49,32	50,68	53,87	46,13	51,59	48,41
3,0	28,44	71,56	51,07	48,93	55,59	44,41	53,33	46,67
3,5	27,99	72,01	52,87	47,13	56,78	43,22	54,82	45,18
4,0	27,03	72,97	53,67	46,33	57,39	42,61	55,53	44,47

(a) Fração molar de metano no head-space do reator.

(b) Fração molar de gás carbônico no head-space do reator.

* O 1º perfil não foi considerado no cálculo da média.

III.4. Operação do Reator em Batelada com Renovação de 25% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 2 h

TABELA III.11: Perfis de concentração de matéria orgânica e eficiência de remoção de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

Tempo	1º Perfil			2º Perfil			3º Perfil			Média		
(h)	Ciclo nº326			Ciclo nº338			Ciclo nº385					
	C _{SF} ^(a)	ε _{SF} ^(b)	C _{SF} ^(c)	C _{SF} ^(a)	ε _{SF} ^(b)	C _{SF} ^(c)	C _{SF} ^(a)	ε _{SF} ^(b)	C _{SF} ^(c)	C _{SF} ^(a)	ε _{SF} ^(b)	C _{SF} ^(c)
0,00	171,70	0,00	164,17	160,2	0,00	164,17	160,60	0,00	164,17	164,17	0,00	164,17
0,25	149,00	13,22	142,46	133,5	16,67	136,81	143,00	10,96	146,18	141,83	13,62	141,81
0,50	138,90	19,10	132,81	127,4	20,47	130,55	109,80	31,63	112,24	125,37	23,74	125,20
0,75	130,60	23,94	124,87	123,3	23,03	126,35	106,40	33,75	108,76	120,10	26,91	120,00
1,00	123,70	27,96	118,27	121,3	24,28	124,30	100,80	37,24	103,04	115,27	29,82	115,20
1,25	127,70	25,63	122,10	111,8	30,21	114,57	95,70	40,41	97,83	111,73	32,08	111,50
1,50	114,40	33,37	109,38	105,6	34,08	108,21	93,30	41,91	95,37	104,43	36,45	104,32
1,75	113,50	33,90	108,52	106,3	33,65	108,93	82,20	48,82	84,03	100,67	38,79	100,49
2,00	106,70	37,86	102,02	104,8	34,58	107,39	96,70	39,79	98,85	102,73	37,41	102,75

(a) Concentração de matéria orgânica filtrada (mgDQO/L).

(b) Eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada (%).

(c) Concentração de matéria orgânica filtrada (mgDQO/L): Valor corrigido.

TABELA III.12: Perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

Tempo	1º Perfil		2º Perfil		3º Perfil		Média	
	Ciclo n°327		Ciclo n°339		Ciclo n°386			
(h)	AB ^(a)	AVT ^(b)	AB ^(a)	AVT ^(b)	AB ^(a)	AVT ^(b)	AB ^(a)	AVT ^(b)
	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)
0,00	207	23	210	25	207	25	208	24
0,33	216	23	217	24	213	23	215	23
0,67	223	23	224	24	216	23	221	23
1,00	222	23	224	23	216	23	221	23
1,33	222	22	225	23	219	23	222	23
1,67	224	22	229	23	-	-	226	22
2,00	225	20	230	23	-	-	227	22

(a) Alcalinidade a bicarbonato.

(b) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA III.13: Perfis de concentração de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

Tempo	1º Perfil		2º Perfil		3º Perfil		Média	
	Ciclo n°325		Ciclo n°337		Ciclo n°361			
(h)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)
	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)
0,00	0,00	0,04	0,00	0,04	0,00	0,03	0,00	0,04
0,25	0,57	0,88	0,48	0,36	0,65	0,59	0,57	0,61
0,50	0,72	1,22	0,60	0,67	0,73	1,01	0,68	0,97
0,75	0,91	1,47	0,66	0,87	0,85	1,32	0,80	1,22
1,00	1,06	1,42	0,76	0,99	0,99	1,50	0,93	1,31
1,25	1,21	1,60	0,89	1,09	1,23	1,64	1,11	1,45
1,50	1,40	1,69	0,90	1,17	1,32	1,75	1,21	1,53
1,75	1,52	1,69	0,94	1,23	1,52	1,84	1,33	1,58
2,00	1,57	1,54	1,01	1,26	1,70	1,90	1,43	1,57

(a) Concentração de metano no head-space do reator.

(b) Concentração de gás carbônico no head-space do reator.

TABELA III.14: Perfis de fração molar de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,25$.

Tempo (h)	1º Perfil Ciclo n°325		2º Perfil Ciclo n°337		3º Perfil Ciclo n°361		Média	
	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)
	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
0,00	0,00	100,00	0,00	100,00	0,00	100,00	0,00	100,00
0,25	39,37	60,63	57,27	42,73	52,44	47,56	49,69	50,31
0,50	37,27	62,73	47,22	52,78	41,80	58,20	42,09	57,91
0,75	38,15	61,85	43,15	56,85	39,07	60,93	40,12	59,88
1,00	42,63	57,37	43,32	56,68	39,63	60,37	41,86	58,14
1,25	42,99	57,01	45,07	54,93	42,70	57,30	43,59	56,41
1,50	45,31	54,69	43,65	56,35	42,95	57,05	43,97	56,03
1,75	47,40	52,60	43,30	56,70	45,33	54,67	45,34	54,66
2,00	50,54	49,46	44,48	55,52	47,23	52,77	47,42	52,58

(a) Fração molar de metano no head-space do reator.

(b) Fração molar de gás carbônico no head-space do reator.

III.5. Operação do Reator em Batelada com Renovação de 12,5% do Volume de Meio do Reator e Ciclos de 1 h

TABELA III.15: Perfis de concentração de matéria orgânica e eficiência de remoção de matéria orgânica para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

Tempo (h)	1º Perfil Ciclo n°602			2º Perfil Ciclo n°626			3º Perfil Ciclo n°698			Média		
	C _{SF} ^(a)	ε _{SF} ^(b)	C _{SF} ^(c)	C _{SF} ^(a)	ε _{SF} ^(b)	C _{SF} ^(c)	C _{SF} ^(a)	ε _{SF} ^(b)	C _{SF} ^(c)	C _{SF} ^(a)	ε _{SF} ^(b)	C _{SF} ^(c)
0,00	127,80	0,00	135,63	132,7	0,00	135,63	146,40	0,00	135,63	135,63	0,00	135,63
0,25	119,20	6,73	126,51	128,5	3,17	131,34	131,70	10,04	122,01	126,47	6,65	126,62
0,50	110,70	13,38	117,49	107,2	19,22	109,57	117,20	19,95	108,58	111,70	17,51	111,88
0,75	104,60	18,15	111,01	102,2	22,98	104,46	114,80	21,58	106,36	107,20	20,91	107,28
1,00	101,10	20,89	107,30	93,8	29,31	95,87	103,80	29,10	96,17	99,57	26,43	99,78

(a) Concentração de matéria orgânica filtrada (mgDQO/L).

(b) Eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada (%).

(c) Concentração de matéria orgânica filtrada (mgDQO/L): Valor corrigido.

TABELA III.16: Perfis de alcalinidade a bicarbonato e de concentração de ácidos voláteis totais para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

Tempo	1º Perfil		2º Perfil		3º Perfil		Média	
	Ciclo n°603		Ciclo n°627		Ciclo n°699			
	AB ^(a)	AVT ^(b)	AB ^(a)	AVT ^(b)	AB ^(a)	AVT ^(b)	AB ^(a)	AVT ^(b)
(h)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)	(mgC _a CO ₃ /L)	(mgHAc/L)
0,00	203	18	136	19	132	22	157	19
0,33	211	18	141	17	139	20	164	18
0,67	207	17	144	16	142	19	164	17
1,00	209	17	149	15	143	19	167	17

(a) Alcalinidade a bicarbonato.

(b) Concentração de ácidos voláteis totais.

TABELA III.17: Perfis de concentração de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

Tempo	1º Perfil		2º Perfil		3º Perfil		Média	
	Ciclo n°601		Ciclo n°625		Ciclo n°697			
	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)
(h)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)	(mMol/L)
0,00	0,00	0,33	0,00	0,00	0,11	0,55	0,04	0,29
0,17	0,00	0,72	0,08	0,67	0,12	1,03	0,07	0,81
0,33	0,11	1,30	0,13	1,10	0,27	1,66	0,17	1,35
0,50	0,17	1,55	0,23	1,47	0,35	1,79	0,25	1,60
0,67	0,22	1,77	-	-	0,37	1,63	0,30	1,70
0,83	-	-	0,31	1,49	0,42	1,61	0,37	1,55
1,00	0,84	1,97	0,38	1,65	0,53	1,73	0,58	1,78

(a) Concentração de metano no head-space do reator.

(b) Concentração de gás carbônico no head-space do reator.

TABELA III.18: Perfis de fração molar de metano e gás carbônico para condição operacional em que $V_A/V_u = 0,125$.

Tempo (h)	1º Perfil Ciclo n°601		2º Perfil Ciclo n°625		3º Perfil Ciclo n°697		Média	
	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)	CH ₄ ^(a)	CO ₂ ^(b)
	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)
0,00	0,00	100,00	0,00	0,00	16,48	83,52	5,49	61,17
0,17	0,00	100,00	10,12	89,88	10,41	89,59	6,84	93,16
0,33	8,01	91,99	10,86	89,14	14,00	86,00	10,96	89,04
0,50	9,74	90,26	13,35	86,65	16,47	83,53	13,19	86,81
0,67	10,90	89,10	-	-	18,69	81,31	14,80	85,20
0,83	-	-	17,39	82,61	20,71	79,29	19,05	80,95
1,00	29,82	70,18	18,84	81,16	23,52	76,48	24,06	75,94

(a) Fração molar de metano no head-space do reator.

(b) Fração molar de gás carbônico no head-space do reator.