

**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO  
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS  
DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO**



**TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ÁGUAS  
RESIDUÁRIAS, EM BATELADA, COM  
MICRORGANISMOS IMOBILIZADOS E  
CIRCULAÇÃO DA FASE AQUOSA**

**EDUARDO FREITAS MORAES DE CAMARGO**



**SÃO CARLOS  
2000**

**TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ÁGUAS  
RESIDUÁRIAS, EM BATELADA, COM  
MICRORGANISMOS IMOBILIZADOS E  
CIRCULAÇÃO DA FASE AQUOSA**

**EDUARDO FREITAS MORAES DE CAMARGO**

**Dissertação apresentada ao Departamento de Hidráulica e Saneamento, da Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, para avaliação de qualificação para obtenção do Título de Mestre.**

**ORIENTADORES: Prof. Dr. Marcelo Zaiat**

**Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues**

**São Carlos  
2000**

## **DEDICATÓRIA**

**Para meu grande amigo  
José Alberto, por tudo que  
me ensina para a vida.**

## AGRADECIMENTOS

Aos “Amigos Orientadores” Marcelo Zaiat, José Alberto Domingues Rodrigues e Suzana Ratusznei, pela zelosa orientação, mas acima de tudo pelo interesse e dedicação emocional ao meu trabalho.

Ao Meu Mestre Walter Borzani, pelo apoio confiança e conselhos para prosseguir nesta vida com dignidade, respeito e competência.

Ao Prof. Otávio de Mattos Silves pelo fundamental incentivo inicial no meu mestrado.

À Márcia pelo infinito apoio, incentivo e companheirismo nesta empreitada.

Aos amigos Rogers e Valmir pela fraterna recepção em São Carlos.

Aos amigos Alexandre, Cristina, Yuli e Rafael pelos tão imprescindíveis momentos de descontração no laboratório.

A todos os companheiros de jornada da Escola de engenharia de São Carlos e da Escola Politécnica.

Aos Srs. José Geraldo Lemes e Walter Chiaparini pela dedicação, paciência, apoio e interesse no meu trabalho.

A todo pessoal da oficina da Mauá pelo valioso apoio na construção e manutenção no meu equipamento experimental.

Ao Centro Universitário do Instituto Mauá de Tecnologia que viabilizou a realização deste trabalho cedendo suas dependências e recursos.

À FAPESP pela concessão da Bolsa de Mestrado.

## SUMÁRIO

Lista de figuras .....	i
Lista de tabelas .....	vii
Lista de abreviaturas e siglas.....	ix
Lista de símbolos .....	x
Resumo.....	xv
Abstract .....	xvi
1. Introdução .....	1
2. Objetivos .....	4
3. Revisão Bibliográfica.....	5
3.1. Fundamentos da Digestão Anaeróbia.....	5
3.2. Histórico do Desenvolvimento dos Reatores Anaeróbios.....	10
3.3. Reator Anaeróbio Operado em Batelada Sequencial (ASBR).....	12
3.3.1. Princípio de funcionamento de um ASBR.....	12
3.3.2. Características relevantes de operação.....	13
3.3.3. Variáveis de influência na operação .....	19
3.3.4. Exemplos de aplicações do ASBR no tratamento de águas residuárias.....	26
3.4. Biomassa Imobilizada em Suporte Inerte .....	28
3.4.1. Princípio de imobilização de microrganismos .....	28
3.4.2. Espuma de poliuretano como suporte inerte para biomassa anaeróbia.....	33
3.5. Reatores Anaeróbios Heterogêneos .....	37
3.5.1. Transferência de massa em reatores biológicos heterogêneos.....	39
3.5.2. Cinética bioquímica de consumo de substrato em reatores heterogêneos ...	43
3.6. Considerações finais.....	45
4. Materiais e Métodos .....	47
4.1. Concepção do Reator Anaeróbio com Biomassa Imobilizada e Recirculação da Fase Aquosa .....	47
4.2. Estudo Hidrodinâmico .....	49
4.2.1. Determinação do tempo de mistura.....	50
4.2.2. Determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento .....	57
4.3. Operação do reator anaeróbio em batelada sequencial com circulação da fase aquosa.....	67
4.3.1. Equipamento experimental.....	67
4.3.2. Materiais.....	70
4.3.3. Fundamentos teóricos.....	73
4.3.4. Métodos analíticos .....	74
4.3.5. Procedimento experimental.....	76
5. Resultados e Discussões.....	82
5.1. Estudo Hidrodinâmico .....	82
5.1.1. Determinação do tempo de mistura.....	82
5.1.2. Determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento .....	89
5.2. Avaliação Preliminar das Condições Operacionais .....	101
5.2.1. Fase I.....	102
5.2.2. Fase II.....	106
5.2.3. Fase III .....	112

5.3. Avaliação da Influência da Velocidade Superficial no Desempenho do Reator	121
6. Conclusões e Sugestões .....	143
7. Referências Bibliográficas .....	146
Anexo I.....	152
Anexo II .....	156
Anexo III.....	187
Anexo IV.....	194

## LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1: Representação esquemática do processo metabólico da digestão anaeróbia. ....	7
FIGURA 3.2: Esquema das etapas de operação de um ASBR. ....	12
FIGURA 3.3: Representação do perfil de concentração do substrato na interação entre o transporte de massa e as reações bioquímicas para um sistema plano, em meio líquido escoando.....	40
FIGURA 4.1: Esquema do reator com sistema de recirculação de líquido utilizado nos ensaios. ....	48
FIGURA 4.2: Representação esquemática do tempo total de mistura considerando um intervalo de variação no ponto de estabilidade.....	52
FIGURA 4.3: Esquema do equipamento experimental utilizado nos ensaios para determinação do tempo de mistura do reator.. ....	55
FIGURA 4.4: Curva normalizada da distribuição do tempo de residência do fluido (DTR). ....	58
FIGURA 4.5: Resposta característica de um estímulo tipo degrau, variação da concentração normalizada com o tempo, $J=f(t)$ . ....	59
FIGURA 4.6: Resposta característica de um estímulo tipo pulso, variação da concentração normalizada com o tempo, $J'=f(t)$ . ....	60
FIGURA 4.7: Esquema do equipamento experimental utilizado nos ensaios para determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento. ....	64
FIGURA 4.8: Esquema do equipamento experimental utilizado nos ensaios de operação do reator anaeróbio em batelada seqüencial com circulação da fase aquosa. ....	68
FIGURA 4.9: Fotografia do sistema de reação utilizado nos ensaios de operação do reator anaeróbio em batelada seqüencial com circulação da fase aquosa.....	69
FIGURA 4.10: Esquema do gasômetro utilizado para medir a produção de $CH_4$ no reator. ....	75
FIGURA 5.1: Perfis experimental e teórico da variação do pH para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s com pulso na região superior (a) e inferior (b) do reator, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura. ....	84
FIGURA 5.2: Perfis experimental e teórico da variação do pH para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,32 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura. ....	85

FIGURA 5.3: Perfis experimental e teórico da variação do pH para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura. ....	85
FIGURA 5.4: Perfis experimental e teórico da variação do pH para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,64 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura. ....	86
FIGURA 5.5: Perfis experimental e teórico da variação do pH para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, com volume de líquido na capacidade máxima (a) e mínima(b) do reservatório, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura. ....	87
FIGURA 5.6: Comportamento do tempo de atraso e dos tempos totais de mistura em função da velocidade superficial do fluido, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura. ....	89
FIGURA 5.7: Perfil de variação do pH no tempo para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	90
FIGURA 5.8: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	91
FIGURA 5.9: Perfil de variação do pH no tempo para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	91
FIGURA 5.10: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	92
FIGURA 5.11: Perfil de variação do pH no tempo para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	92
FIGURA 5.12: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	93
FIGURA 5.13: Perfil de variação do pH no tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	93
FIGURA 5.14: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	94



FIGURA 5.15: Perfil de variação do pH no tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	94
FIGURA 5.16: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	95
FIGURA 5.17: Perfil de variação do pH no tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	95
FIGURA 5.18: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	96
FIGURA 5.19: Perfil rebatido de variação do pH no tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	96
FIGURA 5.20: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso rebatido com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	97
FIGURA 5.21: Perfil rebatido de variação do pH no tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	97
FIGURA 5.22: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso rebatido com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	98
FIGURA 5.23: perfil rebatido de variação do pH no tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	98
FIGURA 5.24: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso rebatido com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento. ....	99
FIGURA 5.25: Concentração total ( $C_{ST}$ ) e filtrada ( $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, monitoradas durante os ensaios da FASE I. ....	105
FIGURA 5.26: Eficiência de remoção de substrato total ( $\epsilon_T$ ) e filtrada ( $\epsilon_F$ ) no reator, monitoradas durante os ensaios da FASE I. ....	105

FIGURA 5.27: Concentração de Ácidos Voláteis no efluente, monitorada durante os ensaios da FASE I.....	106
FIGURA 5.28: Concentração total ( $C_{ST}$ ) e filtrada ( $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, monitoradas durante os ensaios da FASE II.....	110
FIGURA 5.29: Eficiência de remoção de substrato total ( $\epsilon_T$ ) e filtrada ( $\epsilon_F$ ) no reator, monitoradas durante os ensaios da FASE II.....	110
FIGURA 5.30: Concentração de Ácidos Voláteis no efluente, monitorada durante os ensaios da FASE II.....	111
FIGURA 5.31: Resultado da análise microbiológica do <i>inóculo I</i> , apresentando microrganismos com forte fluorescência (a) , cocos, bacilos curvos e retos e filamentosas(b).....	113
FIGURA 5.32: Resultado da análise microbiológica do <i>inóculo II</i> , apresentando microrganismos com pouca fluorescência (a) , poucos cocos e alguns bacilos curvos (b) (400X).....	113
FIGURA 5.33: Concentração total ( $C_{ST}$ ) e filtrada ( $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, monitoradas durante os ensaios da FASE III.....	116
FIGURA 5.34: Eficiência de remoção de substrato total ( $\epsilon_T$ ) e filtrada ( $\epsilon_F$ ) no reator, monitoradas durante os ensaios da FASE III.....	117
FIGURA 5.35: Concentração de Ácidos Voláteis no efluente, monitorada durante os ensaios da FASE III.....	117
Figura 5.36: Composição do biogás gerado, monitorada durante os ensaios da FASE III.....	118
FIGURA 5.37: Fotografias para comparação entre a aparência da espuma na FASE III no ciclo 96 (a) e a aparência de outro reator 15 dias após a inoculação (b).....	119
FIGURA 5.38: Concentração total ( $C_{ST}$ ) e filtrada ( $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, para a condição sem recirculação, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.....	126
FIGURA 5.39: Concentração total ( $C_{ST}$ ) e filtrada ( $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,03 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.....	126
FIGURA 5.40: Concentração total ( $C_{ST}$ ) e filtrada ( $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, para a condição com e velocidade superficial de recirculação de 0,09 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.....	127
FIGURA 5.41: Concentração total ( $C_{ST}$ ) e filtrada ( $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,19 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.....	127

FIGURA 5.42: Concentração total ( $C_{ST}$ ) e filtrada ( $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,30 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	128
FIGURA 5.43: Eficiência de remoção de substrato total ( $\epsilon_T$ ) e filtrada ( $\epsilon_F$ ) no reator, para a condição sem recirculação, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	128
FIGURA 5.44: Eficiência de remoção de substrato total ( $\epsilon_T$ ) e filtrada ( $\epsilon_F$ ) no reator, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,03 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	129
FIGURA 5.45: Eficiência de remoção de substrato total ( $\epsilon_T$ ) e filtrada ( $\epsilon_F$ ) no reator, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,09 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	129
FIGURA 5.46: Eficiência de remoção de substrato total ( $\epsilon_T$ ) e filtrada ( $\epsilon_F$ ) no reator, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,19 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	130
FIGURA 5.47: Eficiência de remoção de substrato total ( $\epsilon_T$ ) e filtrada ( $\epsilon_F$ ) no reator, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,30 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	130
FIGURAS 5.48: Perfil de composição do biogás ao longo do tempo, para a condição sem recirculação, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	132
FIGURAS 5.49: Perfil de composição do biogás ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,03 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	133
FIGURAS 5.50: Perfil de composição do biogás ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,09 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	133
FIGURAS 5.51: Perfil de composição do biogás ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,19 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	134
FIGURAS 5.52: Perfil de composição do biogás ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,30 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	134

FIGURA 5.53: Fotografia do leito de espuma de poliuretano compactado na operação com velocidade superficial de recirculação de 0,30 cm/s nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	135
FIGURA 5.54: Fotografia do acúmulo de polímero no reator na operação com velocidade superficial de recirculação de 0,30 cm/s nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	135
FIGURA 5.55: Perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, para a condição sem recirculação, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	138
FIGURA 5.56: Perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,03 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.....	139
FIGURA 5.57: Perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,09 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.....	139
FIGURA 5.58: Perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,19 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.....	140
FIGURA 5.59: Perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,30 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.....	140
FIGURA 5.60: Variação da parâmetro cinético de primeira ordem aparente ( $K_1^{app}$ ) em função da velocidade superficial do líquido ( $v_s$ ), obtidos durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	141
FIGURA 5.61: Desvios percentuais dos pontos experimentais em relação aos teóricos para todos os perfis de concentração ao longo do tempo obtidos durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	142

## LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1: Principais reações envolvidas na digestão anaeróbia e seus respectivos valores da energia livre padrão. (FORESTI et al., 1999).....	8
TABELA 4.1: Composição da água residuária sintética utilizada e a DQO específica de cada componente. ....	70
TABELA 4.2: parâmetros do lodo utilizado como <i>inóculo I</i> . ....	71
TABELA 4.3: Parâmetros do lodo utilizado como <i>inóculo II</i> . ....	72
TABELA 4.4: Parâmetros do lodo utilizado como <i>inóculo III</i> . ....	72
Tabela 4.5 – Resumo das etapas e os respectivos eventos do processo batelada seqüencial. ....	77
TABELA 5.1: Resumo das condições operacionais, dos parâmetros de ajuste e dos valores dos tempos de atraso e total de mistura, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura. ....	88
TABELA 5.2: Resumo das condições operacionais dos ensaios, os parâmetros dos modelos teóricos e os valores dos tempos de residência médios experimentais e teóricos ( $\bar{\theta}$ ) e suas variâncias ( $\sigma^2$ ). ....	99
TABELA 5.3: Condições operacionais utilizadas nos ensaios da Fase I. ....	102
TABELA 5.4: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator, durante os ensaios da FASE I. ....	104
TABELA 5.5: Valores médios do monitoramento de sólidos no reator, durante os ensaios da FASE I. ....	106
TABELA 5.6: Condições operacionais utilizadas nos ensaios da Fase II. ....	107
TABELA 5.7: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator antes da alteração na concentração da água residuária, durante os ensaios da FASE II. ....	109
TABELA 5.8: Valores médios do monitoramento de sólidos no reator antes da alteração na concentração da água residuária, durante os ensaios da FASE II. ....	111
TABELA 5.9: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator após a alteração na concentração da água residuária, durante os ensaios da FASE II. ....	111
TABELA 5.10: Valores médios do monitoramento de sólidos no reator após a alteração na concentração da água residuária, durante os ensaios da FASE II. ....	112
TABELA 5.11: Condições operacionais utilizadas nos ensaios da Fase III. ....	114
TABELA 5.12: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator, durante os ensaios da FASE III. ....	116

TABELA 5.13: Valores médios do monitoramento de sólidos no reator, durante os ensaios da FASE II. ....	118
TABELA 5.14: Condições operacionais utilizadas nos ensaios da Fase III, quando foram operados dois reatores simultaneamente.....	119
TABELA 5.15: Condições operacionais utilizadas nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	122
TABELA 5.16: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	124
TABELA 5.17: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator para o afluente durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.....	125
TABELA 5.18: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator para o efluente durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.....	125
TABELA 5.19: Valores médios do monitoramento de sólidos no afluente, durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	131
TABELA 5.20: Valores médios do monitoramento de sólidos no efluente, durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	131
TABELA 5.22: Valores dos parâmetros do modelo de 1ª ordem com concentração residual de substrato ajustados aos perfis de concentração ao longo do ciclo, durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ....	141

**LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS**

- ASBR – Reator Anaeróbio Operado em Batelada Seqüencial –  
Anaerobic Sequencing Batch Reactor”.
- BRN – Bactérias Redutoras de Nitrato.
- BRS – Bactérias Redutoras de Sulfato.
- DTR – Distribuição do tempo de residência, (adimensional).
- HRT – Tempo de retenção hidráulico, (h).
- NFDM – Leite desnatado em pó – “non fat dry milk”.
- PCE – Percloroetileno.
- TCO – Carga orgânica volumétrica, (mgDQO/Ld).
- UASB – Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo  
– “Upflow Anaerobic Sludge Bed”.

## LISTA DE SÍMBOLOS

$[H^+]$	– Concentração medida de $H^+$ , (Mol/L).
$[H_i^+]$	– Concentração inicial $H^+$ , (Mol/L).
$a$	– Área da seção transversal do reator, ( $m^2$ ).
AB	– Concentração de alcalinidade a bicarbonato, (mgCaCO <sub>3</sub> /L).
AI	– Concentração de alcalinidade intermediária, (mgCaCO <sub>3</sub> /L).
AP	– Concentração de alcalinidade parcial, (mgCaCO <sub>3</sub> /L).
AT	– Concentração de alcalinidade total, (mgCaCO <sub>3</sub> /L).
AV	– Concentração de ácidos voláteis totais, (mgHAc/L).
C	– Valor da variável medida no estudo hidrodinâmico, (unidade de pH e Mol/L).
$C_0$	– Valor inicial de C, (unidade de pH e Mol/L).
CA	– Capacidade adsortiva da espuma, (mL água/g espuma).
$C_{af}$	– Concentração do substrato no afluente, (mg/L).
$C_{af}$	– Concentração total de substrato no afluente, (mgDQO/L).
$C_{ef}$	– Concentração total de substrato no efluente, (mgDQO/L).
$C_f$	– Valor final de C, (unidade de pH e Mol/L).
$C_s$	– Concentração total de substrato no reator, (mgDQO/L).
$C_{SA}$	– Concentração de substrato no afluente, (mg/L).
$C_{SF}$	– Concentração de substrato filtrada, (mg/L).



$C_{So\ mod}$	– Concentração inicial total de substrato no reator obtida pelo modelo, (mg/L).
$C_{so}$	– Concentração inicial total de substrato no reator, (mgDQO/L).
$C_{Sresdi\ mod}$	– Concentração residual de substrato reator obtida pelo modelo, (mg/L).
$C_{Sresid}$	– Concentração residual de substrato, (mg/L).
$C_{ST}$	– Concentração de substrato total, (mg/L).
$C_{ST}$	– Concentração de sólidos totais no lodo, (g/mL).
$D$	– Coeficiente de dispersão, (cm <sup>2</sup> /s).
$D$	– Diâmetro do reator, (cm).
$D/uL$	– Número de dispersão, (adimensional).
$De$	– Difusividade efetiva de substrato na biopartícula, (cm <sup>2</sup> /s).
$DQO$	– Demanda química de oxigênio, (mg/L).
$J$	– Concentração normalizada, (adimensional).
$J'$	– Distribuição do tempo de residência, (adimensional).
$K_S^{app}$	– Constante de saturação aparente, (g/L).
$K_1^{app}$	– Constante cinética aparente de primeira ordem,
$KS$	– Constante de saturação, (g/L).
$k_{SA}$	– Coeficiente de transferência de massa na fase líquida, (cm/s).
$L$	– Altura do reator, (cm).
$L$	– Comprimento do reator, (cm).
$m_e$	– Massa de espuma de poliuretano, (g).

N	– Número de reatores, (adimensional).
Ne	– Velocidade de transferência de massa na fase líquida (g/m <sup>2</sup> h).
Ni	– Velocidade de transferência de massa intraparticular (g/m <sup>2</sup> h).
Q	– Vazão volumétrica de líquido, (m <sup>3</sup> /s).
Q <sub>R</sub>	– Vazão de recirculação, (L/h).
$r_{\max}^{\text{app}}$	– Velocidade específica máxima de consumo de substrato aparente, (h <sup>-1</sup> ).
R <sup>2</sup>	– Coeficiente de correlação, (adimensional).
r <sub>max</sub>	– Velocidade específica máxima de utilização de substrato, (h <sup>-1</sup> ).
r <sub>s</sub>	– Velocidade específica de utilização de substrato, (h <sup>-1</sup> ).
r <sub>Sobs</sub>	– Velocidade específica de utilização de substrato aparente, (h <sup>-1</sup> ).
S	– Concentração de substrato no reator, (mg/L).
S <sub>e</sub>	– Concentração de substrato na interface sólido-líquido, (mg/L)
SFT	– Concentração de sólidos fixos totais, (mg/L).
S <sub>i</sub>	– Concentração de substrato dentro do biocatalisador, (mg/L)
SSF	– Concentração de sólidos suspensos fixos, (mg/L).
SST	– Concentração de sólidos suspensos totais, (mg/L).
SSV	– Concentração de sólido suspensos voláteis, (mg/L).

ST	– Concentração de sólidos totais, (mg/L).
SV	– Concentração de sólidos voláteis, (mg/L).
T	– Tempo, (min).
$t_0$	– Tempo de atraso, (min).
$t_C$	– Tempo de duração do ciclo, (h).
$t_{mist}$	– Tempo total de mistura, (min).
$t_{mist\%}$	– Tempo total de mistura considerando um intervalo de variação no ponto de estabilidade, (min).
u	– Velocidade superficial do líquido, (cm/s).
V	– Volume do reator, (L).
$V_{ALI}$	– Volume de água residuária alimentado, (L).
$v_S$	– Velocidade superficial de líquido, (cm/s).
$V_t$	– Volume total do reator, (L).
$V_{TR}$	– Volume de água residuária tratado, (mL).
$V_u$	– Volume útil do reator, (L).
X	– Concentração de biomassa no reator (mg/L).
$\Delta G_o$	– Energia Livre Padrão, (kJ/mol).
$\bar{\theta}$	– Tempo médio de residência obtido pela DTR, (min).
$\delta$	– Coeficiente de difusão molecular, (cm <sup>2</sup> /s).
$\tau$	– Constante de tempo do modelo de 1 <sup>a</sup> ordem, (min).
$\varepsilon$	– Eficiência de remoção total da matéria orgânica no sistema, (%).
$\phi$	– Porosidade do leito, (adimensional).

- $\theta$  – Tempo de residência, (min).
- $\epsilon_F$  – Eficiência de remoção de substrato filtrada no reator, (%).
- $\epsilon_T$  – Eficiência de remoção de substrato total no reator, (%).
- $\sigma^2$  – Variância do tempo médio de residência obtido pela DTR, (adimensional).

## RESUMO

CAMARGO E.F.M. *Tratamento Anaeróbio de Águas Residuárias, em Batelada, com Microrganismos Imobilizados e Circulação da Fase Aquosa*. São Carlos, 2000. 207p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

O presente trabalho constou da concepção de um reator anaeróbio em regime de batelada com circulação da fase aquosa contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano. O reator foi operado em ciclos de 8 h e mantido a  $30 \pm 1$  °C tratando água residuária sintética elaborada à base de glicose, com concentração de aproximadamente 500 mgDQO/L. O estudo hidrodinâmico realizado com velocidade superficial de recirculação entre 0,16 e 0,80 cm/s indicou que o tempo de mistura obtido em todas as condições pode ser considerado desprezível quando comparado ao tempo total do ciclo, e também permitiu considerar o comportamento do escoamento no leito como o de um reator pistonado. O desempenho do reator no tratamento da água residuária foi avaliado para a condição sem circulação e também para velocidades superficiais de recirculação entre 0,03 e 0,30 cm/s. Os resultados obtidos indicaram que o reator apresentou desempenho satisfatório e boa estabilidade, apresentando eficiências de até 96% de remoção da matéria orgânica. O aumento da velocidade superficial de recirculação diminuiu a resistência a transferência de massa na fase líquida, ocasionando um aumento de 115% na velocidade global de reação, estimada através do ajuste dos valores experimentais da concentração de substrato ao modelo de primeira ordem.

Palavras-chave: Tratamento de águas residuárias; Processo anaeróbio; Biomassa imobilizada; Espuma de poliuretano; Recirculação da fase aquosa; Velocidade superficial.

## ABSTRACT

CAMARGO E.F.M. Anaerobic batch wastewater treatment with immobilized biomass and *external circulation of the liquid phase*. São Carlos, 2000. 207p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

A new configuration of an anaerobic bioreactor with external circulation of the liquid phase wherein the biomass was immobilized on a polyurethane foam matrix is proposed. 8-hours cycles were carried out at a temperature of  $30 \pm 1$  °C treating glucose synthetic wastewater at a concentration around 500 mg/L. A hydrodynamic study performed at 0.16 to 0.80 cm/s showed that the obtained mixture time is insignificant compared to the total cycles time, and the flow through the polyurethane foam bed can be represented by a plug flow. The reactor's performance assessed without circulation and with circulating liquid superficial velocity between 0.03 and 0.30 cm/s. The reactor attained operating stability and a COD removal efficiency of 96% was achieved. The increase in the liquid superficial velocity decreases the liquid resistance mass transfer, resulting in an increase of 115% in the global reaction velocity, estimated through the fit of a first model equation on the substrate concentration experimental values.

Key-words: Wastewater treatment; Anaerobic process; Immobilized biomass; Polyurethane foam; Liquid phase external circulation; Superficial velocity.

## 1. INTRODUÇÃO

A tecnologia dos processos anaeróbios avançou significativamente a partir da década de 70, quando a crise energética em escala mundial propiciou aos pesquisadores o apoio para o desenvolvimento de alternativas de baixo custo de operação para tratamento de águas residuárias.

Dentre as novas configurações propostas, tem-se os reatores anaeróbios descontínuos, os quais apresentam vantagens e grande potencial de utilização. A operação em batelada permite um maior controle da qualidade do efluente, pois a descarga pode ser realizada apenas quando os padrões exigidos forem satisfeitos, e em casos em que a geração da água residuária não seja contínua, sendo o descarte intermitente, a aplicação deste tipo de reator é bastante promissora. Porém o desenvolvimento e o estudo dos reatores anaeróbios em batelada é muito recente e os resultados obtidos até o momento são considerados apenas indicativos e não conclusivos.

Uma alternativa que vem sendo estudada para aprimorar esses sistemas é a utilização de reatores contendo biomassa imobilizada em suporte inerte no qual, em ambientes favoráveis, a formação de biofilme predomina sobre as culturas livres em suspensão, havendo a criação de micro-ambientes especiais pela interação entre as espécies, favorecendo a predominância do conjunto como um todo, garantindo

grande estabilidade às colônias. Além disso, a utilização de suportes inertes para favorecer a formação de biofilme assegura a retenção da biomassa no reator, permitindo a eliminação da etapa de decantação necessária em reatores anaeróbios descontínuos que não utilizam suporte e, desta forma, otimizando a operação através da redução do tempo total de ciclo.

O emprego de um suporte para imobilização da biomassa envolve novas questões relacionadas ao desempenho do reator, uma vez que poderão surgir resistências à transferência de massa, inerentes de processos que envolvem duas fases distintas, no caso sólida e líquida. Desta forma, a eficiência de reatores contendo células imobilizadas também está diretamente relacionada com os fluxos de massa entre as fases líquida e sólida, os quais podem ser limitantes do processo de conversão e causar considerável decréscimo da velocidade global das reações. O aumento da velocidade superficial do líquido ou o aumento da frequência de agitação em sistemas heterogêneos pode minimizar a resistência à transferência de massa na fase líquida, favorecendo o desempenho do reator. A resistência intraparticular pode ser amenizada através da diminuição do tamanho da biopartícula.

A proposta do presente trabalho é a concepção de um novo reator anaeróbio em regime de batelada contendo biomassa imobilizada em suporte inerte com recirculação da fase aquosa para tratamento de águas residuárias. O emprego do suporte inerte garante a retenção da biomassa e a eliminação da etapa de sedimentação, enquanto a recirculação permite a minimização da resistência à transferência de massa na fase líquida. A caracterização hidrodinâmica do reator e a operação com diferentes velocidades superficiais são úteis para avaliar a influência



da velocidade superficial na velocidade global das reações, contribuindo, dessa forma, para o entendimento dos reatores anaeróbios em batelada.

## 2. OBJETIVOS

O objetivo central do presente trabalho foi avaliar o desempenho de um reator anaeróbio em batelada, com microorganismos imobilizados e circulação da fase aquosa, sendo realizada a seguinte estratégia:

- ◆ Concepção, projeto, construção e operação de uma nova configuração de reator anaeróbio em regime de batelada contendo biomassa imobilizada em suporte inerte com circulação externa da fase aquosa, visando alcançar altas eficiências e operação estável.
- ◆ Caracterização hidrodinâmica do sistema de reação como um todo e, separadamente, do leito utilizado na imobilização da biomassa.
- ◆ Avaliação da influência da velocidade superficial do líquido sobre o desempenho do reator na remoção de matéria orgânica, através da operação do reator com diferentes vazões de recirculação.

### **3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

#### **3.1. FUNDAMENTOS DA DIGESTÃO ANAERÓBIA**

A digestão anaeróbia consiste de um processo biológico natural que ocorre na ausência de oxigênio molecular, no qual diferentes microrganismos promovem a transformação de compostos orgânicos complexos, como proteínas, carboidratos e lipídeos, em produtos mais simples como metano ( $\text{CH}_4$ ) e gás carbônico ( $\text{CO}_2$ ) (MOSEY,1983).

Desta forma, a digestão anaeróbia é empregada no tratamento de águas residuárias, uma vez que converte os compostos orgânicos solúveis na água em  $\text{CH}_4$ . Este composto, por sua vez, é facilmente separado por apresentar baixa solubilidade no meio líquido, sendo removida assim a matéria orgânica da fase líquida.

Diferentes tipos de microrganismos participam do processo de forma simbiótica, relacionando-se através de seus respectivos substratos e produtos. Cria-se, então, um consórcio responsável por uma série de reações químicas onde o produto de um determinado tipo de microrganismo é utilizado como substrato por outro, até a conversão final ao metano.

A Figura 3.1 mostra uma representação esquemática do processo apresentada por HARPER & POHLAND (1985), indicando as principais etapas da digestão anaeróbia.

A etapa 1, denominada hidrólise, consiste da degradação dos compostos orgânicos complexos como proteínas, carboidratos e lipídeos, em seus respectivos monômeros: aminoácidos, açúcares e ácidos graxos, sendo responsáveis por esta etapa as bactérias hidrolíticas fermentativas. A acidogênese é a etapa seguinte, onde as bactérias acidogênicas utilizam os monômeros na produção de ácido acético, butírico, propiônico e lácteo, além de etanol, hidrogênio ( $H_2$ ) e bicarbonato ( $HCO_3^-$ ).

Na etapa 3, acetogênese, as bactérias acetogênicas transformam os ácidos e outros polímeros intermediários, produzidos na fase anterior, em acetato. Na homoacetogênese, etapa 4, também ocorre a formação de acetato, porém a partir do consumo do  $H_2$  e do  $HCO_3^-$ , pela ação das bactérias homoacetogênicas. As bactérias redutoras de sulfato (BRS) e redutoras de nitrato (BRN), na etapa 5, também são responsáveis pela formação de acetato através da oxidação dos produtos acidogênicos. As BRS e BRN também realizam a oxidação do acetato na etapa 6 e, na etapa 7, a oxidação do hidrogênio.

Na etapa 8, as arqueas metanogênicas acetoclásticas transformam o acetato produzido nas etapas anteriores em  $CH_4$  e  $CO_2$ , constituindo a etapa denominada metanogênese acetoclástica. E, por fim, na etapa 9 as arqueas metanogênicas hidrogenotróficas realizam a respiração hidrogenotrófica do  $H_2$ , utilizando-o na produção de  $CH_4$ .

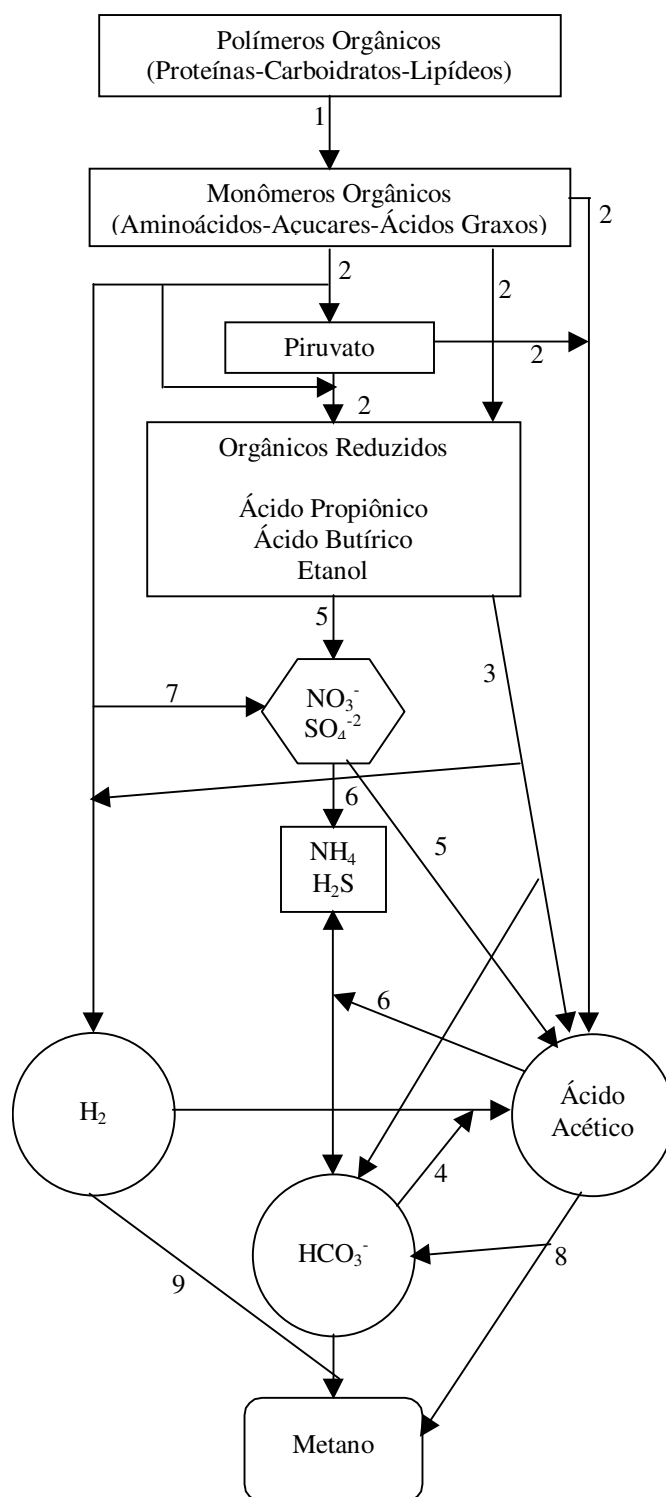


FIGURA 3.1: Representação esquemática do processo metabólico da digestão anaeróbia. FONTE: HARPER & POHLAND, 1985.

Considerando que toda reação química envolve obrigatoriamente a liberação ou o consumo de energia, nos processos biológicos as reações só irão ocorrer caso haja algum ganho de energia por parte do microrganismo responsável. Para saber se uma reação libera ou consome energia devemos utilizar os conceitos da termodinâmica. Assim, quando uma reação libera energia, a sua energia livre padrão ( $\Delta G_0$ ) é negativa, e quando há o consumo de energia, é positiva (FORESTI et al., 1999).

Cada uma destas etapas do processo de digestão anaeróbia descritas envolve uma ou mais reações bioquímicas. A Tabela 3.1 apresenta as principais reações envolvidas e suas respectivas  $\Delta G_0$ .

TABELA 3.1: Principais reações envolvidas na digestão anaeróbia e seus respectivos valores da energia livre padrão. (FORESTI et al., 1999)

Processo	Equação	$\Delta G_0$ (KJ/mol)
Propionato a acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- + 3\text{H}_2$	+76,1
Butirato a acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+48,1
Etanol a acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+9,6
Lactato a acetato	$\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- + 2\text{H}_2$	-4,2
Acetato a metano	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{CH}_4$	-31,0
Bicarbonato a acetato	$2\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + 4\text{H}_2$	-104,6
Bicarbonato a metano	$\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-135,6

Analisando-se estas reações que compõem a acetogênese, etapa fundamental na conversão da matéria orgânica em  $\text{CH}_4$ , e portanto, no sucesso do tratamento anaeróbio de águas residuárias, são termodinamicamente desfavoráveis, uma vez que apresentam  $\Delta G_0$  maior que zero. Assim, estas reações só serão viáveis caso ocorra de alguma forma o deslocamento do equilíbrio no sentido da formação de acetato. Caso a acetogênese não ocorra haveria um acúmulo de ácidos no reator, o que levaria a uma queda do pH que poderia atingir níveis críticos para a população microbiana, principalmente a metanogênica, levando até a falência do reator.

Este deslocamento é conseguido através da ação das arqueas metanogênicas hidrogenotróficas e das BRS e BRN que consomem o  $\text{H}_2$  presente no meio imediatamente após sua formação, mantendo a pressão parcial do  $\text{H}_2$  suficientemente baixa para favorecer a formação do acetato. Este fenômeno, denominado transferência de hidrogênio inter-espécie, é fundamental para o sucesso da digestão anaeróbia.

É evidente, assim, que a relação entre as diferentes bactérias que participam da digestão anaeróbia não reside apenas no fato de uma consumir o que a outra produz. Na verdade, as velocidades de consumo de substrato de cada microrganismo são controladas pela ação de outra, sendo assim essencial que exista um perfeito equilíbrio entre as diferentes populações. A ausência ou mesmo o excesso de um determinado tipo de organismo em relação a outro pode comprometer o sucesso do processo.

### 3.2. HISTÓRICO DO DESENVOLVIMENTO DOS REATORES ANAERÓBIOS

Data de 1882 a primeira contribuição significativa ao tratamento anaeróbio de águas residuárias. Denominada “Fossa Automática Mouras”, a câmara fechada ao ar permitia que o material em suspensão presente nos esgotos fosse liqüefeito, auxiliando sua degradação. Apesar de pouco eficiente, foi recebida com grande entusiasmo pelos técnicos da época.

A partir dessa data, outras unidades, baseadas na “Fossa Mouras”, surgiram, como o tanque Talbot, que foi desenvolvido em 1894 nos Estados Unidos, o tanque séptico, criado na Inglaterra em 1895 e que é ainda muito utilizado principalmente em áreas sem redes coletoras e em pequenas comunidades, e, ainda um sistema bicompartimentado, denominado tanque Imhoff, desenvolvido na Alemanha em 1905, que apresentava maior eficiência do que seus semelhantes. Todos estes sistemas se caracterizavam pela remoção do material particulado, apresentando baixa eficiência na remoção da matéria orgânica dissolvida, funcionando basicamente como sedimentadores.

Na tentativa de elevar a eficiência dos sistemas, surgiu a concepção de realizar a digestão em tanques separados. Assim, em 1927, ocorreu, na Alemanha, a instalação do primeiro sistema de aquecimento de lodo em digestor separado, que atingiu eficiência superior aos sistemas de tanques únicos, consolidando definitivamente a digestão do lodo separada.

O desenvolvimento significativo da tecnologia anaeróbia, porém, só ocorreu na década de 1950, quando foi reconhecida a necessidade da manutenção de concentrações altas de bactérias nos digestores e a necessidade de um contato eficiente entre a água residuária e a biomassa.



Em 1969, Young e McCarty desenvolveram os filtros anaeróbios ascendentes, onde o esgoto passa verticalmente pela biomassa retida no interior do filtro com o auxílio de um suporte inerte. Esta concepção teve grande êxito, uma vez que permitiu atingir altas concentrações de bactérias, pois tornou o tempo em que as bactérias ficam retidas no reator independente do tempo em que o esgoto leva para atravessá-lo, garantindo um contato bastante eficiente entre esgoto e biomassa.

Baseado nestes novos conceitos, a partir da década de 1970 novos sistemas foram desenvolvidos buscando aumentar a eficiência na remoção da matéria orgânica, usando tanques menores e períodos de duração mais curta. Assim podemos citar o reator de leito fluidificado e o reator anaeróbio de fluxo ascendente (UASB – “upflow anaerobic sludge blanket”). Estes sistemas também utilizam fluxo vertical, porém a biomassa não está aderida ao suporte inerte, mas é retida no reator com o auxílio de sistemas de separação e através do controle das velocidades ascensionais da fase líquida. Além disso, o UASB é o maior responsável pelo crescimento da aplicação dos reatores anaeróbios como principal unidade de tratamento (FORESTI et al., 1999).

Atualmente, diferentes configurações estão sendo estudadas, e novas concepções estão surgindo com promissoras aplicações, como é o caso do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial (ASBR), que é foco principal deste trabalho.

### 3.3. REATOR ANAERÓBIO OPERADO EM BATELADA SEQUÊNCIAL (ASBR)

#### 3.3.1. PRINCÍPIO DE FUNCIONAMENTO DE UM ASBR

A operação convencional do ASBR é constituída por quatro etapas: alimentação, reação, sedimentação e descarga, esquematizadas na Figura 3.2. Na etapa de alimentação um volume predeterminado de água residuária é misturado à biomassa, de modo a permitir o melhor contato possível, para que na fase seguinte, de reação, a matéria orgânica seja convertida a  $\text{CH}_4$  e  $\text{CO}_2$ . Na etapa de sedimentação o reator funciona como um clarificador, permitindo a separação dos sólidos e do efluente líquido que será descarregado na etapa seguinte, após adequada sedimentação. Inicia-se então um novo ciclo e, dessa maneira, a freqüência dos ciclos dependerá do tempo gasto em cada etapa.

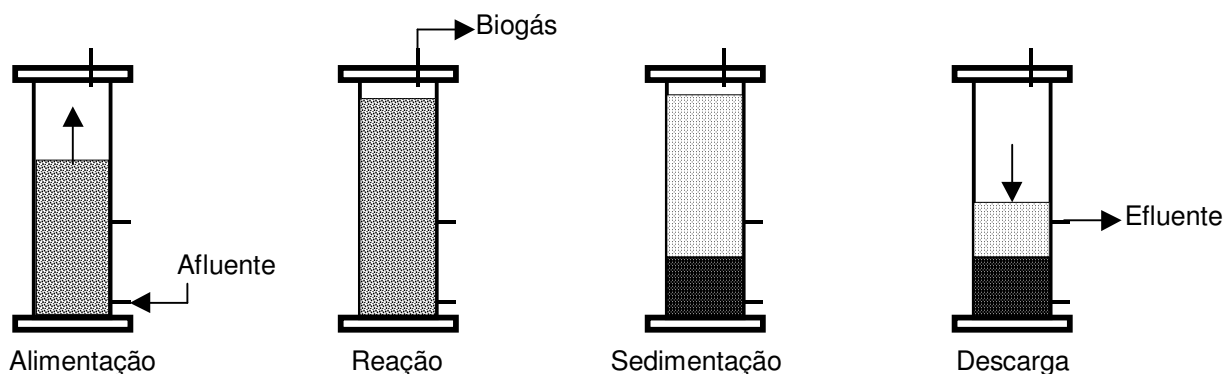


FIGURA 3.2: Esquema das etapas de operação de um ASBR.

A operação em batelada permite melhor controle da qualidade do efluente, uma vez que a descarga pode ser feita apenas quando as características do efluente satisfizerem os padrões exigidos. Este tipo de reator pode ser indicado para o tratamento de águas residuárias em locais onde os padrões de emissão sejam bastante restritos, ou onde haja substâncias tóxicas. Ainda pode ser interessante sua aplicação em situações em que seja interessante o reuso da água, ou mesmo em que a

recuperação de alguma substância dissolvida favoreça a aplicação do ASBR. O seu emprego parece ser mais promissor em situações em que a geração da água residuária não seja contínua, sendo o descarte intermitente. Novos avanços no conhecimento deste reator, entretanto, podem ainda abrir mais opções para sua utilização, e identificar seus limites e deficiências.

### 3.3.2. CARACTERÍSTICAS RELEVANTES DE OPERAÇÃO

A operação intermitente, característica da operação em batelada, resulta em altas concentrações de substrato no início da operação e, conseqüentemente, alta velocidade de conversão, acompanhada de elevada produção de biogás. Já no final do ciclo as concentrações são baixas e, conseqüentemente, a velocidade de conversão e a produção gasosa diminuem, permitindo boa sedimentação da biomassa e sua conseqüente retenção no reator, o que garante a eficácia do sistema.

Para permitir uma separação eficiente dos sólidos, a biomassa deve estar auto-imobilizada na forma de grânulos. De acordo com ANGENENT & DAGUE (1995), a formação de lodo granuloso é vantajosa, pois, nessa configuração, o lodo apresenta ótima capacidade de sedimentação devido à maior densidade do grânulo quando comparado à da biomassa livre e maior atividade metanogênica específica pela proximidade dos diferentes gêneros dos microrganismos envolvidos nas sucessivas etapas do metabolismo anaeróbio.

### *Alimentação*

De acordo com ANGENENT & DAGUE (1995) o ASBR não necessita de sistemas de alimentação complexos devido à sua configuração que dispõe a biomassa uniformemente no reator. Deste modo, a possibilidade de ocorrência de caminhos preferenciais, curto circuitos e zonas estagnadas é considerada mínima.

A alimentação pode ser feita no menor tempo possível, o que não só diminui o tempo total gasto no ciclo, como proporciona uma boa homogeneização entre o afluente e a biomassa. Assim sendo, as mais altas concentrações de substrato são atingidas logo após o término da alimentação, decaindo no decorrer tempo, o que caracteriza o processo de batelada.

Em situações onde haja o interesse em manter a concentração do substrato baixa, tanto devido a uma elevada carga orgânica, como devido à presença de alguma substância tóxica na água residuária, ou ainda por alguma restrição operacional, a alternativa, que pode ser empregada na etapa de alimentação, é variar a vazão de entrada do afluente, de modo a controlar a concentração de substrato no reator, uma vez que durante a alimentação o substrato já vai sendo consumido pela biomassa (ANGENENT & DAGUE, 1995). Esta estratégia de operação é conhecida como *semi-batelada* ou *batelada alimentada*.

A maior preocupação nesta etapa é garantir que a alimentação seja distribuída o mais uniformemente possível, permitindo um bom contato entre o afluente e a biomassa. Quando o tamanho do reator pode afetar a uniformidade da distribuição do afluente, é possível usar diferentes pontos de alimentação para evitar tal inconveniente.

### ***Reação***

A fase de reação é a mais importante do processo, pois é nela que a maior parte da matéria orgânica presente na água residuária é convertida a  $\text{CH}_4$  e  $\text{CO}_2$ , representando muitas vezes 80 % ou mais do tempo total do ciclo (HOLLOPETER & DAGUE, 1994). O tempo gasto nesta etapa dependerá da composição da água residuária, da quantidade de sólidos presentes, da carga orgânica, da concentração de biomassa, da temperatura e da qualidade exigida do efluente (SUNG & DAGUE, 1995).

Segundo ANGENENT & DAGUE (1995), durante esta fase deve haver algum tipo de agitação para garantir o efetivo contato entre a água residuária e a biomassa.

Como mencionado anteriormente, as altas concentrações iniciais de substrato garantem boa liberação de gases, que por sua vez cumprem papel importante na agitação, porém de acordo com BRITO et al. (1997), no tratamento de águas residuárias de baixa carga, no caso do esgoto doméstico por exemplo, a produção de gás não é suficiente para garantir o eficiente contato, sendo necessária uma forma de agitação externa.

A agitação pode ser realizada de diferentes formas: contínua ou intermitente, através da recirculação do biogás ou da fase líquida, ou mesmo realizada mecanicamente. Muitos trabalhos já foram desenvolvidos com o emprego de distintas formas de agitação, porém os resultados obtidos podem ser considerados mais como indicativos do que conclusivos. Quando a agitação empregada é intermitente é necessário agitar o meio reacional imediatamente antes do início da

fase de sedimentação, para liberar o gás possivelmente retido no lodo e evitar que sua liberação posterior prejudique a sedimentação (ANGENENT & DAGUE,1995).

A forma de agitação empregada é considerada uma das variáveis de grande influência no desempenho dos reatores ASBR e será melhor discutida adiante.

### ***Sedimentação***

Nesta etapa, embora ainda haja uma pequena conversão de matéria orgânica, a produção de biogás é reduzida e o reator funciona como um clarificador, permitindo a separação dos sólidos e da fase líquida. Não deve haver nenhum tipo de agitação para permitir uma boa separação e garantir que não ocorra arraste da biomassa, o que comprometeria a qualidade do efluente e assim, a eficiência de todo o sistema.

A duração desta etapa dependerá tanto da concentração como das características de sedimentação da biomassa, sendo estas características portanto, de fundamental importância no desempenho do sistema. Em alguns casos, como no estudo realizado por HOLLOPETER & DAGUE (1994), o tempo de sedimentação pode representar até 15% do tempo total gasto na operação.

A biomassa empregada nestes sistemas deve apresentar características de sedimentação rápida, resultando em um efluente livre de sólidos em suspensão e, conseqüentemente, livre da operação com longos períodos de sedimentação da biomassa no reator. Assim, de acordo com SUNG & DAGUE (1995), a biomassa deve apresentar-se na forma de grânulos, permitindo um desempenho melhor e mais estável do reator na remoção da matéria orgânica. Esta conformação é afetada pela

relação entre a concentração de substrato e a concentração de biomassa,  $S/X$ , no reator.

O tempo gasto nesta etapa deve ser o suficiente para permitir a retenção da biomassa, porém não pode ser extenso demais, pois comprometeria a eficiência global do sistema. Sua duração ótima é aquela em que a biomassa floculenta é eliminada enquanto a que apresenta boas características de sedimentação é retida, ocorrendo assim uma seleção de biomassa no reator, obtendo-se um efluente clarificado e aumentando a concentração de biomassa no reator.

### ***Descarga***

A etapa de descarga deve ser iniciada após a adequada sedimentação da biomassa, e o volume descarregado é normalmente o mesmo que foi alimentado. A descarga deve ser feita no menor tempo possível para minimizar os efeitos do contato entre as bactérias anaeróbias com o oxigênio do ar que entra no reator, uma vez que o oxigênio pode comprometer a atividade bacteriana. Porém uma velocidade muito elevada na descarga pode ocasionar a ressuspensão dos sólidos e seu conseqüente arraste.

Uma alternativa para a questão do oxigênio foi utilizada por HOLLOPETER & DAGUE (1994), quando utilizaram uma bolsa de gás para equalizar a pressão durante a descarga do reator, evitando assim a entrada de ar. O gás acumulado na bolsa entra no reator durante a descarga e, durante a alimentação, a bolsa volta a ficar cheia. Porém de acordo com BRITO et al. (1997), os cuidados com a entrada de oxigênio podem ser negligenciados, uma vez que, utilizando em seus estudos um ASBR aberto para a atmosfera, verificaram, pela medida do

potencial de oxi-redução no reator, com o auxílio de um eletrodo apropriado, que o oxigênio é removido nos primeiros 30 min de reação, possivelmente pela atividade de bactérias facultativas, não ocorrendo risco de inibição das anaeróbias pelo oxigênio.

Dois parâmetros muito utilizados para caracterizar os sistemas de tratamento de águas residuárias são o tempo de retenção hidráulico, THD (h), e a carga orgânica volumétrica, COV (mgDQO/Ld) (ANDRADE NETO & CAMPOS, 1999).

Para os sistemas contínuos o THD e o COV são facilmente obtidos a partir de:

$$\text{THD} = \frac{V}{Q} \quad (3.1)$$

$$\text{COV} = \frac{QC_{af}}{V} \quad (3.2)$$

Nas expressões (3.1) e (3.2), V é o volume do reator (L), Q a vazão de entrada e saída do fluido (L/h) e  $C_{af}$  é a concentração do no afluente (mgDQO/L).

Porém para reatores descontínuos, como o ASBR, nos quais não há nenhum fluxo contínuo, estes parâmetros podem parecer inadequados, muito embora permitam uma valiosa comparação com os sistemas contínuos que predominam hoje em todo o mundo. Assim sendo, estes parâmetro foram adaptados para os sistemas descontínuos e assim são calculados da seguinte forma:

$$\text{THD} = \frac{t_c}{V_{ALI}} V \quad (3.3)$$

$$\text{COV} = \frac{V_{ALI}}{t_c} \frac{C_{af}}{V} \quad (3.4)$$



Por sua vez, nas expressões (3.3) e (3.4),  $V_{ALI}$  é o volume de água residuária alimentado (L),  $t_c$  é o tempo de duração do ciclo (h),  $V$  é o volume do reator (L), e  $C_{af}$  é a concentração do substrato no afluente (mgDQO/L).

Desta forma o THD fornece uma idéia de quanto tempo um volume de água residuária permanece no reator, enquanto o COV permite identificar qual a carga orgânica aplicada, por unidade de volume e tempo no reator.

Estes parâmetros, na maioria dos trabalhos encontrados na literatura, foram calculados do mesmo modo como foram aqui descritos. Seria, porém, mais apropriado o emprego do Volume útil do reator ( $V_u$ ), ou seja a porção do reator efetivamente ocupada pela biomassa e água residuária, do que o uso do volume total do reator ( $V_t$ ), uma vez que em muitos trabalhos de pesquisa a relação  $V_t/V_u$  é resultado de limitações de construção dos reatores de bancada, e ainda, no caso de um aumento de escala para a aplicação do sistema, objetivo final de todos os trabalhos, estas limitações podem ser superadas ou pelo menos minimizadas.

### 3.3.3. VARIÁVEIS DE INFLUÊNCIA NA OPERAÇÃO

#### *Agitação*

A agitação no ASBR deve ser de intensidade suficiente para promover a uniformidade de condições no reator, como temperatura, pH e concentração de substrato, além de garantir um eficiente contato entre a biomassa e a água residuária, favorecendo assim a conversão da matéria orgânica.

SUNG & DAGUE (1995) fizeram ensaios variando as formas de agitação. A agitação foi realizada durante toda a fase de reação através de recirculação de gás, sendo efetuada de maneira contínua e intermitente, em diferentes

intervalos e duração. Nos ensaios com agitação intermitente, o gás foi recirculado durante 5 minutos em intervalos de 1 hora, durante 2,5 min a cada 0,5 hora e durante 100 segundos a cada 20 min. Os resultados obtidos indicaram que não há diferença significativa na eficiência de remoção de DQO quando se utiliza agitação contínua ou intermitente.

DROSTE & MASSÉ (1995) também realizaram testes para determinar a influência da agitação no desempenho do ASBR. Realizaram estudos sem agitação e, empregando recirculação de gás por 10 min a cada 30 min, os resultados obtidos indicaram que não é necessário o emprego da agitação, uma vez que não houve diferença significativa no desempenho dos reatores quando da sua aplicação.

Nas pesquisas realizadas por TIMUR & ÖZTURK (1999) foi utilizada agitação mecânica através de agitadores magnéticos, sendo realizada de forma intermitente por 1 min a cada 1 hora, não sendo relatado nenhum dado relativo à intensidade empregada no agitador. Apesar dos pequenos períodos de agitação empregados, o efluente resultante apresentou uma quantidade considerável de sólidos suspensos.

RATUSZNEI et al. (2000) também utilizaram agitadores mecânicos em reatores em batelada contendo biomassa imobilizada, alcançando bom e estável desempenho do reator. A agitação foi realizada durante toda a fase de reação, com frequência do agitador de 500 rpm, condição esta em que, com base no estudo hidrodinâmico realizado, o sistema pode ser considerado como de mistura completa.

Uma questão relacionada ao emprego da recirculação de gás é relatado por HIRL & IRVINE (1996), que identificaram o arraste de substâncias voláteis durante o emprego deste tipo de agitação. Empregaram, em seu trabalho, como

alternativa de agitação a recirculação da fase aquosa, não relatando nenhuma questão deficiente desta forma de agitação, embora o objetivo do trabalho não abordasse questões relativas ao estudo da agitação.

Outra questão importante relativa à circulação de gás foi ressaltada por BRITO et al. (1997). Segundo os autores, para águas residuárias de baixa carga, com DQO inferior a 1000 mgDQO/L, a produção de gás não é suficiente para promover a turbulência necessária e o contato adequado entre biomassa e substrato. Em seus estudos propõem a utilização da circulação da fase aquosa, empregada com vazão de 2,4 L/h, proporcionando uma velocidade ascensional de 1,9 cm/min. A eficiência de remoção atingida neste sistema foi de 60% a 70% para água residuária com aproximadamente 1000 mgDQO/L, elaborada à base de glicose, ácido acético, propiônico e butírico e aplicada com uma COV de 4 a 5 kgDQO/m<sup>3</sup>d. Quando comparados aos resultados obtidos com outros ASBR, os valores alcançados mostram-se relativamente baixos, provavelmente devido à temperatura relativamente baixa utilizada na operação, que foi de 22°C, e confirmam assim, a viabilidade do sistema com circulação da fase aquosa para o tratamento de águas residuárias utilizando o ASBR.

Como foi apresentado, muitas alternativas de agitação já foram empregadas para o ASBR. Porém, nos trabalhos relatados, os parâmetros de desempenho foram sempre obtidos ao final do ciclo e não verificou-se se a agitação influenciou a cinética de remoção de DQO nos reatores. Além disso, não foi apresentado nenhum parâmetro que permita quantificar a intensidade das agitações aplicadas, não sendo possível, portanto, comparar os resultados obtidos nos diferentes experimentos.

### ***Granulação da Biomassa***

A granulação é o fenômeno no qual os microrganismos tendem a aderir uns aos outros agregando-se na forma de grãos, apresentando características de rápida sedimentação.

Segundo SUNG & DAGUE (1995), a operação em batelada favorece a formação dos grânulos, uma vez que, durante a etapa de sedimentação, a biomassa é selecionada. Quando a biomassa floculenta e os microrganismos dispersos são descarregados juntamente com o efluente, os agregados mais densos são retidos, tornando-se dominantes no reator.

Nos estudos realizados por SUNG & DAGUE (1995), a granulação da biomassa ocorreu após 300 dias de operação. Embora as condições operacionais não tenham sido escolhidas com o objetivo de obter uma rápida granulação, o tempo gasto foi considerado bastante alto quando considerado o emprego do ASBR em escala real. Assim, WIRTZ & DAGUE (1996), realizaram um trabalho com o objetivo de promover, o mais rapidamente possível, a granulação da biomassa e estabelecer um sistema de tratamento estável, capaz de estabilizar águas residuárias de alta carga orgânica. Nos seus experimentos, empregaram condições operacionais para promover o arraste da biomassa de sedimentação lenta, favorecendo a retenção e proliferação da biomassa de boa sedimentabilidade. Utilizaram então, uma água residuária elaborada à base de sacarose com aproximadamente 1000 mgDQO/L, e ciclos de 6 horas, aumentando gradualmente o volume de água residuária tratada à medida que o sistema apresentou estabilidade. Algumas matrizes de fixação, como carvão ativado em pó carvão ativado granulado, areia de sílica, carregadeira, e coagulantes como cloreto férrico, polímero catiônico e polímero amino

poliquartenário, foram adicionados separadamente com a intenção de promover a granulação. Ainda foi realizado um ensaio sem a adição de nenhum auxiliar de granulação para funcionar como padrão de comparação. A análise dos resultados indicou que foram necessários quatro meses para ocorrer a granulação, assim como o satisfatório desempenho do sistema, sem adição de auxiliares. Já o emprego do polímero catiônico permitiu reduzir o tempo necessário para um mês.

Assim sendo, os resultados obtidos até então permitem concluir que é possível favorecer a formação dos grânulos tanto através da utilização de estratégias de operação adequadas como através da adição de auxiliares. Contudo, ainda se faz necessário investigar o comportamento de outros sistemas com diferentes águas residuárias e diferentes configurações de reatores, do que se conclui que a granulação ainda não é uma etapa controlada.

### ***Relação S/X***

A relação entre a concentração de substrato e a concentração de biomassa,  $S/X$ , nos reatores descontínuos, é considerada um parâmetro de grande relevância, uma vez que influencia significativamente no fenômeno de granulação da biomassa. De acordo com DAGUE et al. (1992), valores baixos de  $S/X$  favorecem a granulação.

Nos sistemas descontínuos a concentração de substrato em contato com microrganismos pode ser alta no início, mas decresce ao valor mínimo até o reator ser carregado novamente. Desta forma, a concentração ao final do ciclo será baixa, resultando em uma baixa  $S/X$  e favorecendo, portanto, a granulação. Sendo assim,

durante a partida do reator é possível controlar o tempo do ciclo para favorecer a granulação.

REYES III & DAGUE (1995) elaboraram um estudo para verificar a influência da  $S/X$  na partida e no desempenho do ASBR. Utilizaram uma metodologia na qual a operação do reator era iniciada a partir de um valor baixo de COV, 4 gDQO/Ld, elevando-o gradualmente à medida que o reator apresentasse 80% de remoção de DQO total, atingindo 10 gDQO/Ld. Os ensaios foram feitos com diferentes concentrações iniciais de microrganismos, de modo que a  $S/X$  utilizada variou de 0,09 a 1,00 gDQO/gSSV. Os resultados obtidos indicaram que o sistema apresentou maior remoção de DQO total, melhor retenção de biomassa, maior estabilidade e partida mais rápida quando empregadas relações mais baixas, sendo os melhores resultados alcançados para  $S/X$  de 0,5 gDQO/gSSV.

### ***Geometria do reator***

A geometria do ASBR também tem influência significativa no desempenho do sistema, pois interfere na sedimentação da biomassa, uma vez que o fenômeno da sedimentação é responsável pela seleção da biomassa e está estreitamente ligado à geometria do reator.

Reatores que apresentam valores relativamente altos da razão entre a altura  $L$  e o diâmetro  $D$  ( $L/D$ ) apresentaram melhor desempenho na retenção de biomassa granulada, quando comparados a reatores com  $L/D$  relativamente baixo, apesar destes alcançarem maior concentração de biomassa. Assim, de acordo com SUNG & DAGUE (1995), é preferível a utilização em escala de laboratório de geometria com alto  $L/D$  de 1,83 em lugar de  $L/D$  entre 0,61 e 0,93.

### ***Estratégia de Alimentação***

O tempo gasto na etapa de alimentação está diretamente ligado ao valor de  $S/X$  e, portanto, a estratégia de alimentação empregada tem fundamental importância para o sucesso no emprego do ASBR. A utilização de uma etapa de alimentação mais longa garante menores concentrações de substrato no reator, o que favorece a granulação. Além disso, garante que a concentração de ácidos voláteis, intermediários do metabolismo anaeróbio, não alcance valores elevados, o que pode ser prejudicial à biomassa. Uma vez que as bactérias acidogênicas produzem ácidos voláteis com velocidade superior à velocidade de consumo destes pelos microrganismos acetogênicos e metanogênicos, principalmente no caso do tratamento de águas residuárias simples de rápida degradação, a utilização de uma fase de alimentação relativamente longa limita o fornecimento do substrato primário, evitando assim a acidificação e conseqüente falência do reator (ANGENENT & DAGUE, 1995; BAGLEY & BRODKORB, 1999).

Por outro lado DROSTE & MASSÉ (1995) e MASSÉ et al. (1996) concluíram com os resultados de seus trabalhos que uma alteração na estratégia de alimentação não influencia o desempenho do reator. Porém, é importante ressaltar que o inóculo empregado passou por uma fase de aclimatação antes que a alteração na alimentação fosse efetuada e que foram utilizados dejetos de porcos como substrato, que por sua vez apresentam características de degradação lenta, contribuindo para a manutenção de concentrações baixas de ácidos no reator.

### 3.3.4. EXEMPLOS DE APLICAÇÕES DO ASBR NO TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

O ASBR não é aplicado em estações de tratamento em escala real por não ser uma tecnologia completamente dominada, apesar dos resultados animadores obtidos em muitas pesquisas. Diversos tipos de águas residuárias já foram utilizadas nestes estudos: sintéticas e naturais, com alta e baixa concentração em DQO, de fácil e difícil degradação e com alta e baixa concentração de sólidos suspensos.

Um dos primeiros trabalhos que avaliaram as variáveis de operação do ASBR foi realizado por SUNG & DAGUE (1995) que trataram água residuária sintética elaborada à base de leite desnatado em pó, denominada NFDM (“non fat dry milk”), com concentração de aproximadamente 1000 mg DQO/L, aplicada com COV variando de 2 a 12 g/Ld e, utilizando ciclos de 6 horas. Os resultados obtidos indicaram boa eficiência na remoção do substrato, atingindo até 97% de remoção da DQO total do substrato.

Também empregando o ASBR e água residuária sintética, elaborada à base de sacarose, com concentração variando de 3000 a 9500 mg DQO/L, ANGENENT & DAGUE (1995), alcançaram 95% de eficiência na remoção de DQO solúvel, utilizando ciclos de 4 horas e temperatura de 35°C.

DROSTE & MASSÉ (1995) empregaram o ASBR no tratamento de dejetos de porcos de alta carga, com 84000 mgDQO/L e elevada quantidade de sólidos suspensos. Foram utilizados ciclos de 14 a 56 dias e TCO de 0,7 a 1,6 g/Ld e obtiveram boa eficiência para todas as condições estudadas. Alcançaram 80% de remoção de DQO solúvel e 60% de remoção de DQO total para os ensaios com maior carga (COV de 1,6 g/Ld).



Outro trabalho utilizando o ASBR para o tratamento de água residuária natural de alta carga foi realizado por TIMUR & ÖZTURK (1999), que trataram chorume em concentrações de 3800 a 16000 mgDQO/L. Utilizaram ciclos de 24 h com e COV entre 0,38 e 9,5 g/Ld, com temperatura controlada de 35°C, alcançando eficiência de remoção de DQO de 64 a 85%.

O ASBR também pode ser empregado na remoção de compostos orgânicos de alta toxicidade como no caso estudado por HIRL & IRVINE (1996), em que um ASBR foi empregado na remoção de percloroetileno (PCE). Os autores utilizaram água residuária sintética elaborada à base de acetato com PCE em diferentes concentrações, ciclos de 1 a 7 dias e temperatura controlada em 37°C. Os resultados alcançados indicaram que todo o PCE adicionado foi degradado, não sendo detectado nas análises do efluente, e ocorreu, sobretudo, a formação de etileno, que apresenta menor toxicidade e perigo à saúde do que o PCE. Segundo estes autores, a capacidade inerente do ASBR em promover a seleção da biomassa qualifica-o para ser empregado em situações como esta, em que se deseja remover um tipo específico de substância. Tanto a possibilidade de variação das condições de operação no ASBR, como o tempo de cada etapa, assim como as vazões de alimentação ou a disponibilidade dos nutrientes permitem favorecer a seleção de um determinado consórcio de microrganismos mais apropriado.

O emprego de uma estratégia de partida que favoreça determinados microrganismos capazes de utilizar uma fonte específica de energia disponível, permite a seleção da biomassa, sendo possível então, alterar as condições de operação para satisfazer a necessidade real de tratamento da água residuária utilizando o consórcio desenvolvido.

Outra particularidade do trabalho de HIRL & IRVINE (1996) foi a utilização de cascalho de pequena dimensão como suporte inerte para a biomassa, formando-se assim um biofilme responsável pela degradação do PCE. O emprego da biomassa imobilizada em suporte garantiu baixas velocidades de crescimento microbiano, não havendo, assim, problemas de entupimento do leito. Além disto, este procedimento permitiu a eliminação da etapa de sedimentação e também o tratamento de águas residuárias de baixa carga, uma vez que garantem um contato efetivo entre a biomassa e o substrato.

As altas eficiências na remoção de matéria orgânica atingidas para diferentes tipos de águas residuárias, em diferentes condições de operação, consolidam a viabilidade do emprego do ASBR no tratamento de águas residuárias, faltando ainda a elucidação de algumas variáveis de operação para a definitiva consolidação deste tipo de reator no tratamento anaeróbio de águas residuárias.

### **3.4. BIOMASSA IMOBILIZADA EM SUPORTE INERTE**

#### **3.4.1. PRINCÍPIO DE IMOBILIZAÇÃO DE MICRORGANISMOS**

Segundo COSTERTON et al. (1995), em ambientes onde há disponibilidade de nutrientes ocorre a predominância da formação de biofilme sobre as culturas livres em suspensão, considerando biofilme como sendo uma matriz recoberta por uma população microbiana aderida umas as outras e/ou à uma superfície.

O biofilme, porém, não pode ser entendido somente como uma porção de células aglomeradas, o que não traria nenhuma vantagem sobre as colônias em suspensão, mas quando da formação do biofilme ambientes especiais são formados e

as células alteram seu comportamento criando colônias com características diferentes das mesmas células em suspensão.

No processo de formação do biofilme, as primeiras células que aderem ao suporte produzem grande quantidade de polímeros extra celulares e, em seguida, outras células de mesma ou diferentes gêneros ou espécies aderem a esses polímeros, ocorrendo uma sobreposição das células, formando assim micro ambientes especiais que garantem grande estabilidade às microcolônias formadas (MARSHALL K.C.<sup>1</sup> apud COSTERTON et al., 1995).

A formação deste micro ambiente permite a criação de um consórcio corporativo funcional onde as diferentes espécies interagem de forma a favorecer a predominância do conjunto como um todo (GUIOT S.R.; Van de BERG<sup>2</sup> L. apud COSTERTON et al., 1995). Estas relações se baseiam principalmente através dos produtos celulares de cada espécie.

Foi identificado até formação de um sistema primitivo de circulação no biofilme que favorece a distribuição dos substratos às diferentes camadas do biofilme (DeBEER D. et al.<sup>3</sup> apud COSTERTON et al., 1995). Recentes observações estabeleceram também que esta configuração concede às bactérias uma maior resistência às substâncias inibidoras e tóxicas e também à fagocitose (ANWAR H. et

---

<sup>1</sup> MARSHALL K.C. Biofilms: na overview of bacterial adhesion, activity, and control at surfaces. *American Society microbiology News*, Vol. 58, p.202-207, 1992.

<sup>2</sup> GUIOT, S.R.; Van de BERG L. Performance of an Upflow Anaerobic Reactor Combining a Sluge Blanket and a Filter Treating Sugar Waste. *Biotechnology. Bioengineering.*, Vol. 27, p. 800-806, 1985.

<sup>3</sup> DeBEER, D.;STOODLEY, P.; LEWANDOWSKI, Z. Liquid Flow in Heterogeneous Biofilms. *Biotechnology. Bioengineering*, Vol. 44, p. 636-641, 1994.

al.<sup>4</sup> apud COSTERTON et al., 1995) ( JENSEN E.T. et al.<sup>5</sup> apud COSTERTON et al., 1995).

Desta forma uma alternativa possível na operação do ASBR é utilizar suportes inertes para favorecer a formação de biofilme e usufruir de suas vantagens metabólicas, além de garantir a retenção da biomassa no reator permitindo eliminar a fase de decantação e reduzir o tempo de operação.

É desejável que a aderência ocorra de forma rápida, forte e homogênea. Para tanto, a escolha do material adequado a ser utilizado como suporte é de fundamental importância para a formação do biofilme e retenção da biomassa no interior do reator.

A aderência depende das propriedades físico-químicas do suporte (ROUXHET & MOZES<sup>6</sup> apud ALVES M.M. et al, 1999), sendo que, de acordo com HUYSMAN P. et al. (1983) as superfícies porosas e rugosas são mais propícias do que as superfícies lisas, e ainda, o tamanho e o número de poros também influenciará no resultado final. As características da água residuária devem ser consideradas uma vez que poderá interagir com o suporte, além de interferir diretamente na adesão microbiana (MUÑOZ et al<sup>7</sup>. apud ALVES M.M. et al, 1999).

Outro aspecto que deve ser considerado quando da utilização de biomassa aderida a suporte inerte é que a condição hidrodinâmica do sistema deve propiciar a manutenção do biofilme, pois em situações de estresse hidrodinâmico o

---

<sup>4</sup> ANWAR, H.; STRAP, J.L.; COSTERTON, J.W. Establishment of Aging Biofilms: a Possible Mechanism of Bacterial Resistance to Antimicrobial Therapy. *Antimicrob. Agents Chemother.*, Vol. 36, p. 1347-1351, 1992.

<sup>5</sup> JENSEN, E.T. et al. Human Polymorphonuclear Leukocyte Response to *Pseudomonas aeruginosa* Biofilms. *Infect. Immun.*, Vol.58, p. 2383-2385, 1990.

<sup>6</sup> ROUXHET, P.G.; MOZES, N. Physical Chemistry of the Interface Between Attached Microorganisms and Their Support. *Water Science Technology*, Vol. 22, No.1, 1990

biofilme pode ser descolado do suporte e conseqüentemente arrastado do reator (BRYERS<sup>8</sup> apud ALVES M.M. et al, 1999).

ALVES M.M. et al. (1999) compararam a adesão microbiana em diferentes suportes simultaneamente no mesmo reator, garantindo assim condições experimentais idênticas, o que seria difícil de obter para diferentes ensaios. Foram utilizados quatro suportes diferentes: argila; saibro; sepiolita; espuma de vidro. A água residuária sintética utilizada foi elaborada a base de leite desnatado e aplicada com uma TOC de 8,2 kgDQO/m<sup>3</sup>d e o reator alcançou em 50 dias a eficiência de 90% na remoção de DQO. A alta eficiência alcançada em relativamente pouco tempo confirma as vantagens da aplicação da biomassa aderida a suporte inerte em reatores anaeróbios em batelada. A quantidade

de biomassa aderida por volume de leite foi estimada através da determinação dos sólidos voláteis (SV) medidos como gSV/L<sub>leite</sub>. Sendo a sepiolita o suporte que apresentou a maior aderência e o saibro a menor. Após a retirada dos suportes do reator, foram realizados ensaios para determinar a atividade metanogênica específica da biomassa aderida a cada suporte e compara-lá com a da biomassa livre, na tentativa de identificar a influência da imobilização na atividade microbiana. O resultados indicaram que o emprego do suporte tem ação inibitória na atividade metanogênica específica, uma vez que os maiores valores de atividade foram obtidos para a biomassa livre. Também foi verificado que a atividade é inversamente proporcional à quantidade de biomassa aderida, assim, a biomassa aderida à sepiolita

---

<sup>7</sup> MUÑOZ, M.A. et al. Evaluation of the Use of Sepiolite to Optimize the Methanogenesis from Anaerobic Domestic Sludges in Laboratory Conditions. *Water Research*, Vol. 28, No. 1, p.195, 1994.

<sup>8</sup> BRYERS, J.D. Biologically Active Surfaces: Processes Governing the Formation and Persistence of Biofilme. *Biotechnology Progress*, Vol. 3, p. 57.

apresentou a menor atividade, sendo 50% inferior à biomassa livre, enquanto a saibro sofreu menor inibição apresentando atividade apenas 2,3% inferior.

Segundo ALVES M.M. et al. (1999) estes resultados indicam haver limitação na disponibilidade do substrato nos suportes, principalmente onde se desenvolveram biofilmes mais espessos. Porém, estas limitações ocorreram no ensaio de atividade metanogênica sendo que na operação do reator é possível efetuar alterações nas condições hidrodinâmicas buscando uma situação que minimize as limitações e não prejudica a adesão. Na tentativa de determinar quais grupos de bactérias foram mais afetadas pela imobilização, foram determinadas as velocidades de degradação do acetato, Butirato e propionato para os diferentes suportes e para a biomassa livre. Os resultados mostraram um estímulo na degradação do butirato e propionato para a biomassa imobilizada, indicando que a criação dos microambientes, conseqüente da imobilização, exerceu efeito positivo na atividade simbiótica necessária entre as diferentes bactérias participantes da digestão anaeróbia.

Outro trabalho que teve por objetivo testar diferentes tipos de suporte para a adesão microbiana no ASBR foi realizado por HUYSMAN P. et al. (1983). Foram testados separadamente materiais não porosos como sepiolita, zeolita, argex, esferas de vidro e carvão ativado e materiais porosos como esponja natural, espuma de poliuretano não reticulada, espuma de poliuretano recoberta por PVC e espuma de poliuretano reticulada com três diferentes porosidades, T10, T40 e T80, sendo que quanto maior o número de poros, menor o diâmetro dos mesmos, assim o número de poros é crescente da T10 a T80. A água residuária utilizada foi elaborada à base de

etanol e acetato, apresentando de 5,0 gDQO/L e sendo aplicada com TCO de 10 g/Ld, à temperatura controlada em 35 °C.

O desenvolvimento do biofilme nos suportes foi acompanhado através do aumento da produção diária de gás no reator. Entre os suportes não porosos apenas a sepiolita apresentou bons resultados, atingindo a produção de 10  $L_{\text{gás}}/L_{\text{reator}}d$ . Porém os melhores resultados foram obtidos para a espuma de poliuretano reticulada T40 e T80 que apresentam maior porosidade, sendo que a T40 teve a melhor performance atingindo a produção de 25  $L_{\text{gás}}/L_{\text{reator}}d$ , e o acúmulo de 15 gSV/ $L_{\text{leito}}$ .

A comparação dos resultados obtidos para os materiais porosos permite então concluir segundo HUYSMAN P. et al. (1983) que a porosidade parece ser de primordial importância para a adesão, sendo que o tamanho dos poros também tem influência significativa, uma vez que a T40 se apresentou mais adequada que a T80.

#### 3.4.2. ESPUMA DE POLIURETANO COMO SUPORTE INERTE PARA BIOMASSA

##### ANAERÓBIA

Outros estudos foram realizados por HUYSMAN P. et al. (1983) utilizando a espuma de poliuretano como suporte inerte. Foram desenvolvidos estudos variando a forma de utilização da espuma de poliuretano, sendo aplicada em cubos de 2,5 e 1,25 cm de lado, como também em um único pedaço de espuma de volume igual ao utilizado em cubos. Os resultados indicaram que o tamanho dos cubos de espuma exercem influência na colonização, uma vez que, quando utilizado um único pedaço de espuma, ocorreu a rápida acidificação e falência do reator, o que não ocorreu com o ensaio utilizando cubos, estes resultados indicam que não ocorreu difusão adequada do substrato no pedaço único de espuma. Porém a utilização de

cubos de 1,25 cm não apresentou melhora significativa no desempenho indicando que não há limitações de difusão na utilização de cubos com 2,5 cm de lado.

GIJZEN H.J. et al. (1988) utilizaram a espuma de poliuretano como suporte para imobilização da biomassa metanogênica no tratamento de água residuária proveniente da manufatura de papel. A colonização do suporte foi realizada anteriormente em um reator diferente do empregado para o tratamento da água residuária, foi utilizado um reator contínuo de fluxo ascendente com TDH de 9,2 h, alimentado com substrato elaborado a base de acetato, butirato e propionato. O desenvolvimento do biofilme no suporte foi acompanhado através do monitoramento da conversão do substrato. Os resultados indicaram que 13 dias foram suficientes para a colonização da espuma uma vez que o reator atingiu conversão de 80% na remoção de propionato, 90% na do o acetato e 100% na do butirato. A análise feita com o auxílio de um microscópio eletrônico de varredura revelou a presença de agregados de bactérias nas cavidades do suporte, indicando a adesão física do biofilme ao suporte. Estes resultados levaram GIJZEN H.J. et al. (1988) a concluir que a espuma de poliuretano pode ser utilizada como um ótimo material de suporte para o crescimento de biofilme metanogênico.

ZAIAT et al. (1994) propuseram uma nova configuração de reator anaeróbio com escoamento horizontal e leito fixo, empregando espuma de poliuretano como suporte da biomassa. Na tentativa de acelerar a formação do biofilme para minimizar o tempo de partida do reator, foi proposto uma metodologia para a imobilização de lodo anaeróbio em espuma de poliuretano. O lodo utilizado, proveniente de um reator UASB de bancada tratando dejetos de porcos, foi macerado e peneirado para desfazer os grânulos. Em seguida colocaram, em seis frascos, as



mesmas massas de lodo e espuma, que permaneceram em repouso até a suspensão ser retirada em tempos diferentes: 15, 30, 45, 90 e 120 min e o último frasco foi esvaziado com 24 h. Para cada amostra foi determinada a quantidade de lodo fixada, estimada através da determinação dos sólidos totais, e comparada com a quantidade teórica máxima, estimada a partir da equação (3.5). Nesta equação,  $CA$  é a capacidade adsortiva da espuma (mL água/g espuma),  $C_{ST}$  é a concentração de sólidos totais no lodo (g/mL),  $m_e$  é a massa de espuma de poliuretano (g).

$$m' = CA * C_{ST} * m_e \quad (3.5)$$

Os resultados indicaram que a quantidade de lodo fixada cresceu com o tempo de contato até atingir um máximo de aproximadamente 94% da quantidade máxima teórica, sendo que duas horas foram suficientes para alcançar este valor. Concluíram então que o procedimento mais adequado para a fixação de lodo anaeróbico em espuma de poliuretano é tal que “A espuma de poliuretano deverá ser colocada em um recipiente e o lodo (macerado) será adicionado até que toda a espuma esteja em contato com a suspensão. Este contato se dará por 2 horas. Decorrido este período, as matrizes com as células aderidas serão colocadas em meio (o mesmo utilizado no experimento) para lavagem dos sólidos fracamente aderidos. O meio será drenado e estará pronto o inóculo para o reator” (ZAIAT et al., 1994, p. 38). Nos ensaios de avaliação do desempenho o reator foi operado com TDH de aproximadamente 23 h, tratando água residuária de indústria de papel reciclado com COV de 2 KgDQO/m<sup>3</sup>d, a eficiência de remoção atingiu 86% em apenas oito dias de operação, comprovando a eficácia da metodologia de imobilização desenvolvida.

ZAIAT et al. (1996) também conduziram estudos para tentar identificar as limitações hidrodinâmicas envolvidas na aplicação da espuma de poliuretano como suporte para biomassa anaeróbia. Desta forma avaliou-se o efeito da velocidade superficial de líquido ( $v_s$ ) no arraste da biomassa utilizando um pequeno reator com volume de 10 mL e diâmetro de 1,5 cm, o que permitiu a aplicação de altas velocidades superficiais de líquido. O reator foi carregado com a biomassa imobilizada na espuma e oito diferentes vazões crescentes de água foram aplicadas, representando  $v_s$  de 0,30 a 2,21 cm/s, cada uma delas por 15 min, sendo o efluente de cada condição recolhido, e nele determinando-se os sólidos suspensos totais (SST) e os sólido suspensos voláteis (SSV). Ao final do experimento, a espuma foi lavada com água para retirada de toda biomassa remanescente, determinando-se então os SST e SSV.

De acordo com os resultados obtidos, a perda de sólidos medida por SST e SSV cresceu gradualmente com o aumento da  $v_s$ , e a análise da perda de sólidos por SSV permitiu concluir que  $v_s$  de aproximadamente 1,5 cm/s é crítica para o arraste de biomassa uma vez que, a partir deste valor, a perda de SSV teve um incremento significativo. Desta forma ZAIAT et al. (1996) concluíram que a espuma de poliuretano é completamente adequada para a imobilização de biomassa anaeróbia, uma vez que, mesmo para a maior velocidade superficial de líquido (2,21 cm/s), a perda de SSV foi apenas de, aproximadamente, 9%.

Varesche et al. (1997) caracterizaram a biomassa anaeróbia aderida a cubos de espuma de poliuretano obtidos de reator de leito fixo tratando água residuária sintética elaborada à base de glicose. Três formas de adesão de biomassa

foram identificadas: adesão física de micro-grânulos nos poros do material, adesão de micro-colônias na superfície e adesão de células dispersas no material.

A espuma de poliuretano também foi utilizada em trabalho realizado por RATUSZNEI et al. (2000) como suporte inerte para biomassa anaeróbia em reator ASBR com agitação mecânica para o tratamento de esgoto sintético elaborado à base de extrato de carne, com aproximadamente 500 mgDQO/L, aplicada com TOC de 289 mgDQO/Ld. Os resultados indicaram que o reator apresentou eficiência de remoção de 86% em apenas 10 dias de operação, apresentando um SSV de 980mg/g<sub>espuma</sub>, a comparação dos valores de SSV do afluente (37±21 mg/L) e efluente (29±21 mg/L) indicaram que não houve arraste significativo de biomassa. Foi possível concluir então que a imobilização da biomassa em espuma de poliuretano promoveu boa retenção de sólidos no reator, garantindo desempenho satisfatório na remoção de matéria orgânica, e permitindo a eliminação da etapa de sedimentação, reduzindo o tempo de operação necessário para o tratamento.

### 3.5. REATORES ANAERÓBIOS HETEROGÊNEOS

Todo tanque onde ocorrem transformações envolvendo fenômenos químicos ou biológicos são considerados reatores. E quando microrganismos participam dessas transformações, caracterizam-se então os reatores biológicos ou bioquímicos (FORESTI et al., 1999).

Os reatores biológicos podem ser classificados em dois tipos: *aeróbios e anaeróbios*. No primeiro, deve haver oxigênio dissolvido no meio para o metabolismo dos microrganismos presentes, necessitando assim alguma forma de

aeração, enquanto que a ausência de oxigênio caracteriza os reatores anaeróbios. Os reatores podem ainda se apresentar com grande diversidade na forma, tamanho e modo de operação (SMITH, 1981). Assim são classificados, quanto à forma de operação, em duas categorias: *contínuos* e *descontínuos*. Na primeira existe sempre um fluxo contínuo de entrada de reagentes e saída de produtos, já nos reatores em *batelada*, como também são denominados os *descontínuos*, não há fluxo contínuo, o reator é alimentado com os reagentes e, passado o tempo necessário para a realização da reação desejada, o reator é descarregado.

Os reatores também são classificados quanto à sua forma (SMITH, 1981). Quando o tanque apresenta alguma forma de agitação eficiente responsável por garantir que a temperatura e a composição sejam as mesmas em todas as regiões do reator, ele é denominado *tanque agitado ideal*. No outro extremo, nos casos em que não há nenhuma mistura no sentido do fluxo e as condições no sentido transversal são uniformes, configuram-se os reatores do tipo *tubular ideal*. É importante salientar que estas duas condições são extremas e os reatores reais têm suas condições de mistura intermediárias a estas.

A terceira classificação existente refere-se ao número de fases envolvidas no sistema de reação (SMITH, 1981). Assim, os reatores podem ser *homogêneos*, quando apenas uma fase está envolvida, e *heterogêneos* quando há duas ou três fases envolvidas na reação (por exemplo líquido-sólido, líquido-gás ou líquido-gás-sólido). Esta classificação tem fundamental importância para o processo uma vez que influenciará decisivamente nos fenômenos de transferências de massa e energia no sistema.

Nos reatores *homogêneos*, o emprego de uma agitação eficiente garantirá que a composição seja uniforme em todo o reator, não havendo assim resistências à transferência de massa já que não há no reator gradientes de concentração. Porém nos reatores *heterogêneos*, com reações envolvendo fases sólidas e líquidas por exemplo, mesmo havendo agitação eficiente poderá haver resistências à transferência de massa uma vez que existirá uma camada estagnada de líquido próxima à partícula sólida, a qual os reagentes dissolvidos no meio líquido terão de atravessar para ter contato com a partícula sólida, ocasionando assim um gradiente de concentração entre o meio líquido em movimento e a camada estagnada.

Desta forma a velocidade global das reações envolvidas será determinada tanto pela cinética intrínseca da reação como pelas resistências à transferência de massa existentes.

### 3.5.1. TRANSFERENCIA DE MASSA EM REATORES BIOLÓGICOS HETEROGÊNEOS

O desempenho dos reatores heterogêneos está diretamente ligado à minimização das limitações à transferência de massa, pois a velocidade global de reação nestes sistemas sólido-líquido pode ser prejudicada devido às resistências à transferência de massa da fase líquida e sólida.

Nesses reatores, há regiões próximas às partículas sólidas onde a velocidade do fluido é extremamente baixa, formando, assim, uma camada estagnada de fluido ao redor da partícula. O consumo do substrato pela biomassa acarreta um gradiente de concentração entre o suporte com as células e o meio líquido. A partir disto, o substrato deve ser transportado da fase líquida para a superfície de contato com a fase sólida, sendo obrigado a atravessar a camada estagnada. Assim sendo, o

transporte ocorre por difusão nas proximidades das partículas, enquanto nas regiões mais afastadas predomina o transporte convectivo. Desta forma, a região paralisada representa uma resistência à transferência de massa da fase líquida para a sólida. (SMITH 1981). A Figura 3.3 representa o perfil de concentração do substrato na interação entre o transporte de massa e as reações bioquímicas para um sistema plano em meio líquido escoando.

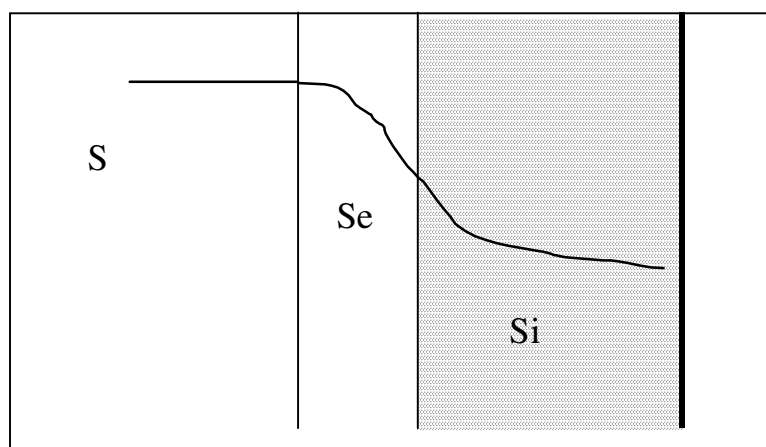


FIGURA 3.3: Representação do perfil de concentração do substrato na interação entre o transporte de massa e as reações bioquímicas para um sistema plano, em meio líquido escoando. ( $S$ , é a concentração de substrato no meio líquido,  $S_e$ , a concentração de substrato na interface sólido-líquido e  $S_i$ , a concentração de substrato dentro do biocatalisador)

Porém, no interior do suporte também deve ocorrer a difusão do substrato, desde a superfície até a biomassa imobilizada em seu interior. Por este motivo, nestes sistemas reacionais os processos de difusão intrapartícula devem ser considerados em conjunto com os de transferência de massa externa líquido-sólido.

Segundo BAILEY & OLLIS (1986), a velocidade superficial do líquido ( $v_s$ ) é um dos principais parâmetros operacionais na análise de reatores heterogêneos.

Como nesses reatores é necessário avaliar a  $v_s$  considerando-se a área real de escoamento da seção transversal do reator, a porosidade do leito ( $\phi$ ) deve ser avaliada, de modo que  $v_s$  (m/s) deve ser calculada, portanto, como na Equação (3.6), sendo:

$$v_s = \frac{Q}{\phi a} \quad (3.6)$$

A resistência à transferência de massa na fase líquida pode ser minimizada com o aumento da velocidade superficial do líquido  $v_s$ , enquanto a difusão na fase sólida pode ser parcialmente superada pelo decréscimo do tamanho da biopartícula. (RYU et al., 1984).

### ***Transferência de massa externa na biopartícula***

BIRD et al. (1960) representam a velocidade de transferência de massa na fase líquida ( $N_e$ ), através da camada líquida estagnada, como:

$$N_e = k_{sA} \cdot (S - S_e) \quad (3.7)$$

Por sua vez,  $k_{sA}$  é o coeficiente de transferência de massa na fase líquida,  $S$ , a concentração de substrato na fase líquida e  $S_e$ , a concentração de substrato na interface líquido-sólido. O coeficiente de transferência de massa na fase líquida ( $k_{sA}$ ) está relacionado principalmente com as propriedades físicas do líquido, as características geométricas das partículas e a velocidade superficial de líquido ( $v_s$ ).

À medida que se aumenta a velocidade superficial do líquido ( $v_s$ ) em um reator contendo biomassa imobilizada em suporte inerte, a espessura da película estagnada ao redor da partícula diminui. Assim, com a diminuição da espessura da

película estagnada, haverá menor resistência à transferência de massa externa e conseqüente aumento de  $k_{SA}$ .

De acordo com ATKINSON (1974), a influência de  $v_S$  sobre a velocidade de reação é tal que, para altos valores deste parâmetro, a velocidade global de reação torna-se constante devido à minimização da resistência externa à transferência de massa.

### ***Transferência de massa interna na biopartícula***

O consumo do substrato no interior das partículas sólidas induz a um gradiente interno de concentração que pode até causar uma variação significativa na velocidade global da reação. O efeito da transferência de massa interna na biopartícula é sempre no sentido de diminuir a concentração e, portanto, a velocidade global da reação será inferior àquela que seria observada se não houvesse gradiente interno (SMITH 1981).

BIRD et al. (1960) representam a velocidade de transferência de massa intraparticular ( $N_i$ ) por uma equação análoga à lei de Fick:

$$N_i = -D_e \frac{dS_i}{dy} \quad (3.8)$$

Sendo:  $D_e$ , difusividade efetiva de substrato na biopartícula e  $S_i$ , a concentração do substrato dentro da biopartícula em uma dada posição  $y$ .

A difusividade efetiva de substrato em uma partícula sólida ( $D_e$ ) determina o transporte de massa dentro do biocatalisador. Segundo SMITH (1981), a velocidade de difusão raramente pode ser determinada pela simples correlação entre



a difusividade no meio líquido e a redução da área seccional devido à fase sólida. Há várias razões para isso:

- a tortuosidade, a distribuição ao acaso e o arranjo interconectado das regiões porosas tornam difícil a determinação do comprimento de difusão;
- a difusão no material sólido pode ser influenciada pelas paredes do poro;
- a substância pode ser transportada, no interior do sólido, por adsorção ou desorção dentro do poro ou por migração de um sítio adjacente na superfície.

Uma regra bastante aceita no estudo de processos anaeróbios para tratamento de águas residuárias, considera a difusividade de um substrato em biofilmes anaeróbios como sendo 80% do valor da difusão do substrato em água (DROSTE & KENNEDY, 1986), uma vez que poucos trabalhos foram realizados visando a estimativa de difusividades efetivas de substratos em biopartículas. VELA et al., (1999) obtiveram um valor de  $0,66 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$  para  $D_e$  de glicose em biopartículas de alginato de sódio contendo lodo anaeróbio imobilizado e  $0,75 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$  para a difusividade da glicose em partículas de espuma de poliuretano

### 3.5.2. CINÉTICA BIOQUÍMICA DE CONSUMO DE SUBSTRATO EM REATORES

#### HETEROGÊNEOS

Como já foi visto, nos reatores heterogêneos as reações bioquímicas estão sujeitas à interferência das resistências à transferência de massa inerente a este tipo de sistema. Assim, para a determinação da velocidade de consumo de substrato,

o que representa especial interesse dos processos bioquímicos de tratamento de efluentes, é de essencial importância a determinação dos parâmetros cinéticos intrínsecos, isto é, parâmetros obtidos sob condições de resistências desprezíveis à transferência de massa.

Nestes processos bioquímicos, a velocidade de consumo de substrato pode ser expressa como função da concentração de substrato de acordo com um modelo do tipo Monod (SPEECE, 1983), representada na Equação (3.9.)

$$r_s = r_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (3.9)$$

Nessa expressão,  $r_s$  é a velocidade específica de utilização de substrato,  $S$  é a concentração de substrato,  $r_{\max}$  é a velocidade específica máxima de utilização de substrato e  $K_s$  é a constante de saturação.

Muitos trabalhos têm sido realizados com o objetivo de determinar os parâmetros cinéticos  $r_{\max}$  e  $K_s$  em sistemas contendo biomassa imobilizada. Contudo, os resultados apresentados para o mesmo substrato diferem de um trabalho para outro, uma vez que foram utilizadas configurações de reatores, condições operacionais e metodologias diferentes de medida. Na maioria dos casos, os trabalhos não levaram em conta os efeitos da resistência à transferência de massa, de modo que os parâmetros obtidos foram então aparentes, pois as velocidades de reação medidas foram as globais, e a Equação (3.9) torna-se:

$$r_{\text{obs}} = r_{\max}^{\text{app}} \frac{S_b}{K_s^{\text{app}} + S_b} \quad (3.10)$$

Nessa expressão,  $r_{\text{obs}}$  é a velocidade específica medida de utilização de substrato observada,  $S_b$  é a concentração de substrato na fase líquida,  $r_{\text{max}}^{\text{app}}$  é a velocidade específica máxima aparente consumo de substrato e  $K_s^{\text{app}}$  constitui a constante de saturação aparente. A expressão (3.10) é, portanto, adequada para representar as velocidades globais de reação sob condições operacionais específicas.

Modelos cinéticos de ordem zero, primeira ordem, segunda ordem e expressões empíricas podem representar o comportamento das reações bioquímicas envolvidas no tratamento anaeróbio de águas residuárias. Porém, o emprego dos parâmetros cinéticos aparentes merece especial cuidado, pois o uso generalizado resultará em erros na avaliação das velocidades de consumo de substrato, uma vez que não se considera a influência dos fenômenos de transferência de massa sobre os parâmetros que caracterizam os modelos adotados (BAILEY & OLLIS, 1986).

### 3.6. CONSIDERAÇÕES FINAIS

As informações obtidas na literatura fortaleceram os conhecimentos a respeito dos reatores anaeróbios descontínuos, permitindo uma familiarização dos aspectos operacionais e, dessa forma, tornar possível uma análise crítica dos problemas relacionados a esse tipo de reator, indicando os principais pontos que ainda necessitam ser mais estudados.

Os altos valores obtidos para a eficiência nos diversos trabalhos consolidam a aplicação dos reatores anaeróbios descontínuos no tratamento de águas residuárias. Por outro lado, os resultados obtidos sobre a granulação da biomassa

indicam que ainda existem muitas incertezas quanto a ocorrência deste fenômeno, tornando a aplicação desse reator arriscada quando não se utiliza um inóculo previamente granulado na partida. A eficiência do contato entre a biomassa e a água residuária é outra questão pouco abordada nos trabalhos analisados. Diferentes formas e intensidades de agitação são descritas, porém nenhum trabalho teve por objetivo principal o estudo da influência da agitação no desempenho do reator, sendo apenas relatado algumas indicações por vezes contraditórias, ressaltando assim a necessidade de um estudo mais direcionado para esta questão.

Os resultados obtidos nos trabalhos com emprego de biomassa anaeróbia imobilizada em suportes inertes, principalmente naqueles que empregaram a espuma de poliuretano, são bastante positivos, indicando que proporcionaram ótima retenção da biomassa e altas eficiências de remoção. Entretanto, existe a necessidade de um melhor entendimento da limitação que a velocidade global das reações pode sofrer nestes reatores heterogêneos, ressaltando a possibilidade da restrição no desempenho devido às resistências à transferência de massa. Esse conhecimento pode resultar na proposta de alternativas que possibilitem diminuir estas resistências, como o aumento da velocidade superficial de líquido num reator com recirculação da fase líquida, provavelmente com influência positiva sobre o desempenho do sistema.

Dessa forma, os conhecimentos adquiridos levam a acreditar que a presente proposta de desenvolver um reator contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano e com recirculação da fase aquosa, analisando seu comportamento hidrodinâmico e a influência da velocidade superficial, permite abordar importantes questões relativas ao desempenho dos reatores anaeróbios em batelada.

## **4. MATERIAIS E MÉTODOS**

### **4.1. CONCEPÇÃO DO REATOR ANAERÓBIO COM BIOMASSA IMOBILIZADA E RECIRCULAÇÃO DA FASE AQUOSA**

O bioreator estudado neste trabalho foi proposto com a finalidade de avançar no estudo de bioreatores anaeróbios em batelada, iniciado com os grupos da universidade de Ames e Ottawa . Trata-se de um reator tipo torre com leito fixo e recirculação uniforme de líquido, proposto originalmente por HIRL & IRVINE (1996).

O esquema do reator proposto é apresentado na Figura 4.1. Este tipo de reator permite melhores condições de retenção dos microrganismos anaeróbios e melhor flexibilidade e controle da mistura no sistema em comparação aos convencionais reatores anaeróbios em batelada, contendo biomassa granulada e com agitação por recirculação de gás.

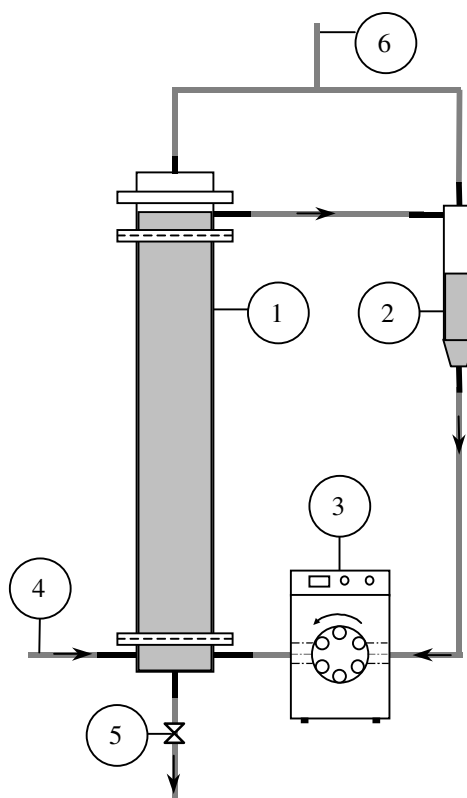


FIGURA 4.1: Esquema do reator com sistema de recirculação de líquido utilizado nos ensaios. (1 – reator contendo espuma de poliuretano; 2 – reservatório lateral; 3 – bomba de recirculação; 4 – alimentação; 5 – descarga 6 – saída de gás.)

O reator é formado por um tubo de acrílico com 460 mm de altura, 60 mm de diâmetro externo e 3,5 mm de espessura de parede. O suporte de imobilização da biomassa foi acondicionado dentro do tubo entre duas placas perfuradas de aço inoxidável, compreendendo 400 mm de altura. Na parte inferior do reator há uma região, com 20 mm de altura, destinada a favorecer a distribuição da água residuária evitando caminhos preferenciais e, na parte superior, uma outra região com 40 mm de altura que funciona como câmara de coleta de gases ( $\text{CH}_4$  e  $\text{CO}_2$ ). O sistema de recirculação acoplado ao reator é composto de um reservatório com 200 mm de

altura, 40 mm de diâmetro externo e 3,0 mm de espessura de parede, e de uma bomba de vazão ajustável, o Anexo I apresenta os detalhes de projeto do reator.

Embora HIRL & IRVINE (1996) tenham previamente proposto sistema semelhante, nenhum estudo fundamental visando estabelecer condições operacionais é relatado. Dessa forma, os experimentos realizados objetivaram investigar alguns aspectos fundamentais como intensidade de mistura e transferência de massa na fase líquida além de aspectos operacionais.

O suporte inerte utilizado para a imobilização da biomassa anaeróbia foi a espuma de poliuretano com densidade aparente de  $23 \text{ kg/m}^3$ , sendo empregada em cubos com 0,5 cm de lado.

#### **4.2. ESTUDO HIDRODINÂMICO**

A análise hidrodinâmica do sistema foi realizada em duas etapas. Inicialmente foram realizados ensaios para determinar o grau de homogeneidade do sistema de reação, caracterizando, desta forma, o seu estado de agitação através da determinação do tempo de mistura. Em seguida foi determinada a distribuição do tempo de residência (DTR) e o regime de escoamento no leito de espuma de poliuretano utilizado como suporte da biomassa.

A estratégia utilizada nos ensaios foi a técnica de estímulo e resposta na qual perturba-se o sistema e verifica-se de que forma ele responde ao estímulo. Estes ensaios foram realizados com o reator contendo apenas a espuma de poliuretano, sem a presença do inóculo.

#### 4.2.1. DETERMINAÇÃO DO TEMPO DE MISTURA

##### 4.2.1.1. Fundamentos teóricos

Para a estimativa do tempo total de mistura foi utilizado um estímulo do tipo pulso com a adição de uma solução de  $H_2SO_4$  e a resposta foi acompanhada através do monitoramento do pH, cujo eletrodo foi admitido como sendo de resposta rápida, apresentando tempo de atraso desprezível em relação ao tempo do processo. No tratamento dos resultados foram consideradas duas hipóteses:

- (a) o tempo total de mistura considerando o comportamento do sistema obedecendo a um modelo de primeira ordem
- (b) o tempo total de mistura considerando um intervalo de variação no ponto de estabilidade

##### ***Tempo total de mistura considerando o comportamento obedecendo o modelo de primeira ordem***

Considerou-se o comportamento do sistema como de primeira ordem acrescido de um tempo de atraso, ou seja:

$$\frac{d(C_f - C)}{dt} = \frac{1}{\tau} (C_f - C) \quad (4.1)$$

A integração da Equação (4.1) para  $C = C_0$  quando  $t = t_0$  fornece:

$$\ln\left(\frac{C_f - C}{C_f - C_0}\right) = -\frac{1}{\tau}(t - t_0) \quad (4.2)$$

Nas expressões (4.1) e (4.2),  $C$  é o valor da variável, neste caso, o pH, medida no instante  $t$ ,  $C_0$  é o valor inicial de  $C$ ,  $C_f$  é o valor final de  $C$ ,  $t$  é o tempo,  $\tau$  é o constante de tempo do modelo de 1ª ordem e  $t_0$  é o tempo de atraso



Admitindo-se, como tempo total de mistura ( $t_{\text{mist}}$ ), o tempo necessário para que o valor de  $(C_f - C)$  seja igual a 99,9% de  $(C_f - C_0)$ , tem-se:

$$t_{\text{mist}} = t_0 + 6,91 \tau \quad (4.3)$$

O tempo de atraso é ocasionado pela característica do sistema, que possui um leito fixo, contendo o suporte inerte, com operação em batelada e circulação da fase aquosa. Logo, o traçador necessita de algum tempo para percorrer o leito e ser detectado pelo sensor, no caso um eletrodo de pH.

A avaliação do modelo proposto, cujo parâmetro foi obtido através de ajuste por regressão linear, foi realizado pela análise do coeficiente de correlação e pela diferença entre os valores experimentais de  $C$  e os estimados pelo modelo representado pela equação (4.4):

$$C = C_f - (C_f - C_0) \exp\left\{\frac{-1}{\tau}(t - t_0)\right\} \quad (4.4)$$

***Tempo total de mistura considerando um intervalo de variação no ponto de estabilidade***

Nesta hipótese considera-se que o tempo total de mistura ( $t_{\text{mist}\%}$ ) é aquele no qual a variação do pH permanece dentro de uma faixa de  $\pm 2,5\%$  em relação ao valor do pH obtido quando o sistema atinge a estabilização, como representado na Figura 4.2.

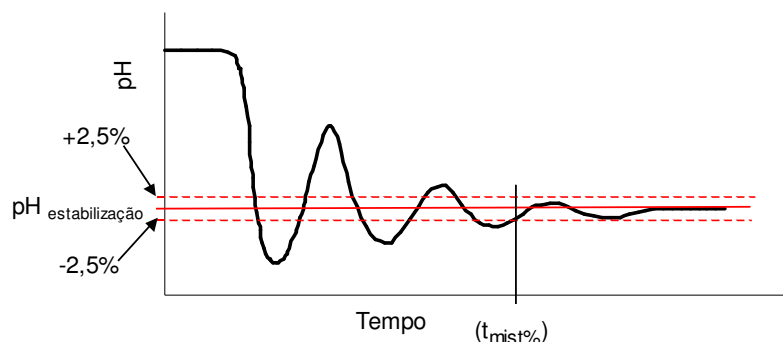


FIGURA 4.2: Representação esquemática do tempo total de mistura considerando um intervalo de variação no ponto de estabilidade.

#### 4.2.1.2. Equipamento experimental

A Figura 4.3 mostra um esquema da aparelhagem utilizada nos ensaios. O reator utilizado é o mesmo descrito no item 4.1. A bomba de recirculação utilizada foi uma bomba de diafragma de vazão ajustável, marca *ProMinente* modelo *beta/5*, com vazão máxima de 35,0 L/min, para contrapressão de 1 bar. Uma bureta de 100 ml foi interligada ao sistema de recirculação para possibilitar a medida da vazão. A operação de carga dos dois reatores é feita através de outra bomba *ProMinente* modelo *CONCEPT b*, com vazão máxima de 23,0 L/min, para contrapressão de 1,5 bar. A descarga foi feita por gravidade através de uma válvula solenóide. No topo do reator foi fixado um eletrodo de pH saturado com KCl, marca *BECKMAN*, modelo 39848, para acompanhar as alterações causadas pela perturbação. O eletrodo foi ligado à um medidor de pH com compensador de temperatura, marca *BECKMAN*, modelo  $\phi 720$ , que por sua vez foi acoplado à um microcomputador para a aquisição do dados experimentais.

#### 4.2.1.3.Procedimento experimental

Os ensaios para caracterização do estado de homogeneização do sistema de reação, através da determinação do tempo de mistura, foram realizados como descrito a seguir.

- (a) sistema foi alimentado com água destilada e operado em batelada;
- (b) Aguardou-se, aproximadamente, 10 min para possibilitar que a espuma ficasse encharcada com a água e então fez-se a calibração do sistema de recirculação através da medida da vazão com o auxílio da bureta acoplada ao sistema e de um cronometro digital;
- (c) Com o reator cheio de água e o sistema de recirculação ligado e calibrado, conforme descrição anterior, perturbou-se o sistema com a adição, o mais rápido possível (pulso), de 5 mL de solução 0,1 N de  $H_2SO_4$  com o auxílio de uma seringa de 5 mL;
- (d) A partir do instante da perturbação, fez-se o monitoramento da variação do pH do sistema com um medidor de pH conectado a um microcomputador para a aquisição dos dados, o que permitiu a aquisição de dados em intervalos relativamente pequenos, 2 segundos. O eletrodo foi fixado no topo do reator, exatamente acima do leito de espuma;
- (e) A cada condição operacional fez-se o enxágüe do reator com água potável por 10 minutos e, em seguida, com água destilada até o pH estabilizar-se;

As condições operacionais empregadas foram:

- I. Volume de líquido na capacidade máxima do reservatório lateral, resultando no volume de meio líquido no sistema de  $950 \pm 10$  mL,
- Pulso no topo do reservatório (Fig. 4.3.a),
- Vazões aproximadas de recirculação: 5, 10, 15, 20 e 25 L/h,
- Velocidades superficiais aproximadas para as respectivas vazões de recirculação: 0,16, 0,32, 0,48 0,64 e 0,80 cm/s.

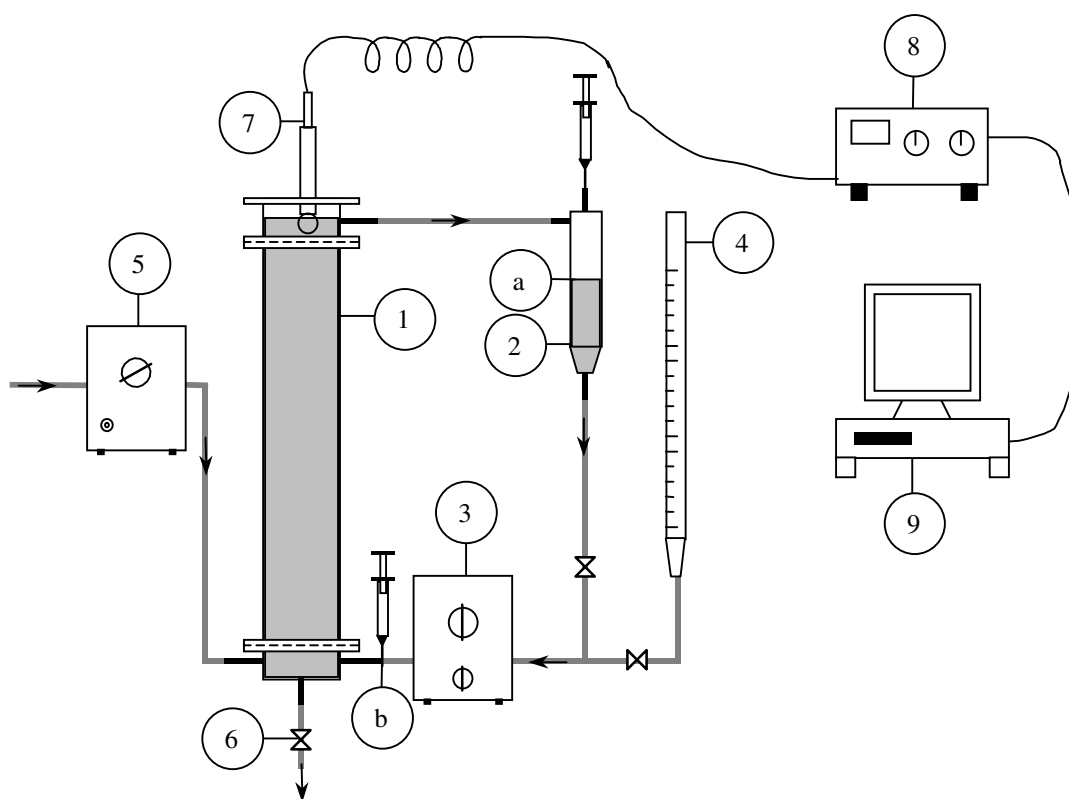


FIGURA 4.3: Esquema do equipamento experimental utilizado nos ensaios para determinação do tempo de mistura do reator. (1 – reator contendo espuma de poliuretano; 2 – reservatório lateral; 3 – bomba de recirculação; 4 – medidor de vazão; 5 – bomba de alimentação; 6 – válvula de descarga; 7 – eletrodo de pH; 8 – medidor de pH; 9 – microcomputador; — ligações hidráulicas; — ligações elétricas; a, b – locais onde foram realizadas as perturbações).

As velocidades superficiais foram calculadas baseadas na porosidade do leito com a biomassa anaeróbia imobilizada (40 %, ZAIAT et al., 1997), apesar dos ensaios para o estudo hidrodinâmico terem sido realizados com a espuma sem a biomassa. Esse procedimento permitiu a comparação dos resultados obtidos no estudo hidrodinâmico com os da operação do reator anaeróbio em batelada

seqüencial. Essas condições foram estudadas pois eram as condições normais de operação previstas para o trabalho, que por sua vez, sofreram alterações no decorrer do trabalho por limitações operacionais, as quais serão discutidas oportunamente, identificadas em momento posterior ao da realização desses ensaios.

- II. Volume de líquido na capacidade mínima do reservatório lateral, de modo a não permitir a entrada de ar no sistema, resultando no volume de meio líquido no sistema de  $850 \pm 10$  mL,  
Pulso no topo do reservatório (Fig. 4.3.a),  
Vazão aproximada de recirculação: 25 L/h  
Velocidade superficial aproximada para a respectiva vazão de recirculação: 0,80 cm/s.

Essa condição foi estudada com o objetivo de determinar a influência, do volume de líquido no reservatório lateral, no comportamento do sistema.

- III. Volume de líquido na capacidade máxima do reservatório lateral,  
Pulso no fundo do reator (Fig. 4.3.b),  
Vazões aproximadas de recirculação: 5 L/h  
Velocidade superficial aproximada para a respectiva vazão de recirculação: 0,16 cm/s.

Essa condição foi estudada com o objetivo de determinar a influência do local da perturbação no comportamento do sistema.

#### 4.2.2. DETERMINAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA E DO REGIME DE ESCOAMENTO

Apesar da operação do reator proposta ser realizada em batelada, o estudo do regime de escoamento foi realizado com o objetivo de verificar o comportamento do fluido quando atravessa o leito de espuma de poliuretano, utilizada como suporte para a imobilização da biomassa. Desta forma foi possível verificar a existência de caminhos preferenciais, zonas mortas, ou qualquer outra anomalia no escoamento que possa interferir no desempenho do reator.

##### 4.2.2.1. Fundamentos teóricos

O tempo gasto por um elemento de fluido para atravessar o reator é chamado tempo de residência ( $\theta$ ). Com a presença do leito de espuma de poliuretano no sistema, fica evidente que existam diferentes possíveis caminhos de percurso do fluido e que, dessa forma, elementos desse fluido podem gastar tempos diferentes para passarem pelos diferentes caminhos, ao atravessar o reator. (SMITH, 1981; LEVENSPIEL, 1974)

O  $\theta$  médio pode ser estimado através da equação (4.5), na qual  $V_{ALI}$  é o volume de líquido no reator e,  $Q$  é a Vazão do fluido.

$$\theta = \frac{V_{ALI}}{Q} \quad (4.5)$$

A distribuição de frequência destes tempos, aqui denominada  $J'$ , representa a porção de fluido que atravessa o reator com tempo de retenção menor que  $t$ , sendo também conhecida como a distribuição do tempo de residência do

fluido (DTR). O conhecimento da DTR permite estimar o comportamento do fluido ao atravessar o reator.

É conveniente representar a DTR pela função  $J'(t)$  de tal maneira que a área sob a curva seja unitária, assim tem-se:

$$\int_0^{\infty} J' dt = 1 \quad (4.6)$$

Este procedimento é conhecido como normalização da distribuição, quando obtêm uma curva similar à apresentada na Figura 4.4.

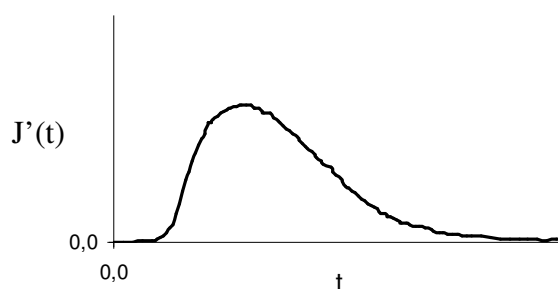


FIGURA 4.4: Curva normalizada da distribuição do tempo de residência do fluido (DTR).

Para a determinação da DTR foram realizados ensaios utilizando os estímulos do tipo pulso e degrau pela a adição de uma solução de  $H_2SO_4$  e o monitoramento do pH.

No ensaio com estímulo tipo degrau, o fluido de alimentação é substituído por um novo fluido, denominado de traçador, que apresenta uma determinada diferença de concentração, em relação ao fluido original, possível de ser medida. A curva apresentada na Figura 4.5 representa a variação da concentração



normalizada, medida por  $J=C/C_0$ , com o tempo,  $J=f(t)$ , ( $C$ = valor da variável medida no instante  $t$ ,  $C_0$  = valor inicial da variável  $C$ ).

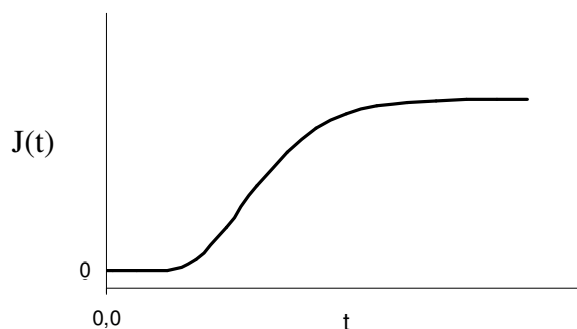


FIGURA 4.5: Resposta característica de um estímulo tipo degrau, variação da concentração normalizada com o tempo,  $J=f(t)$ .

Desta forma, considerando  $t=0$  o momento da troca do fluido de alimentação, a curva  $J$  representa o elemento do novo fluido na corrente de saída, sendo que para qualquer  $t>0$  na corrente de saída, apenas o novo fluido tem idade menor que  $t$ .

Sendo:

$$\frac{dJ}{dt} = J' \quad (4.7)$$

Assim, a derivada no tempo da variação da concentração normalizada, curva  $J$ , representa a distribuição do tempo de residência (DTR).

No estímulo do tipo pulso uma pequena quantidade de traçador é adicionada de forma instantânea no sistema e então a alteração causada é monitorada.

A resposta obtida nesse ensaio representa o registro de quando os elementos do fluido injetado saem do sistema, ou seja, representa a própria DTR. A

curva normalizada  $J'=f(t)$ , apresentada na Figura 4.6, é obtida dividindo-se a concentração medida pela área sob a curva da variação da concentração em função do tempo, ou  $J'=C/\Sigma C\Delta t$ .

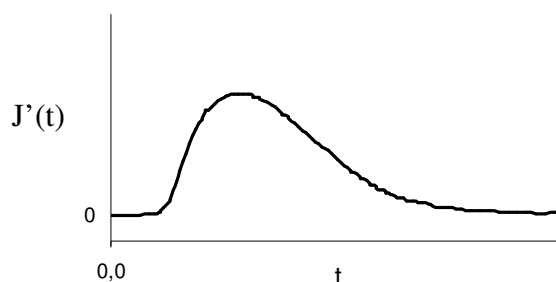


FIGURA 4.6: Resposta característica de um estímulo tipo pulso, variação da concentração normalizada com o tempo,  $J'=f(t)$ .

A melhor maneira de caracterizar-se um sistema a partir da DTR é obter o valor médio do tempo de residência ( $\bar{\theta}$ ) e sua dispersão medida através da variância ( $\sigma^2$ ), que são obtidos a partir das equações (4.8) e (4.9), respectivamente:

$$\bar{\theta} = \frac{\Sigma t J' \Delta t}{\Sigma J' \Delta t} \quad (4.8)$$

$$\sigma^2 = \frac{\Sigma t^2 J' \Delta t}{\Sigma J' \Delta t} - \bar{\theta}^2 \quad (4.9)$$

Estas duas informações são especialmente úteis quando se pretende ajustar as curvas experimentais a uma curva teórica.

Duas curvas teóricas em especial são normalmente aplicadas: o modelo de dispersão axial e o de tanques em série.

O modelo de dispersão axial representa o sistema por um reator tubular e permite determinar a ocorrência da difusão axial. Esta análise implica que não existam regiões estagnadas nem caminhos preferenciais, e que seja um sistema homogêneo.

Fazendo-se o balanço de massa e considerando a dispersão axial, representada pela equação que rege a difusão molecular dada pela lei de Fick, é possível obter o comportamento do fluido.

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \delta \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (4.10)$$

Na equação (4.10), C é o valor da variável medida no instante t, t é o tempo,  $\delta$  é o coeficiente de difusão molecular e x a distância do escoamento

O parâmetro do modelo é chamado de número de dispersão (D/uL), sendo D é o coeficiente de dispersão, u é a velocidade superficial do líquido, e L é o comprimento do reator. Desta forma D/uL quantifica a dispersão axial de tal modo que:

$D/uL \rightarrow 0$ , tem-se dispersão desprezível, escoamento tubular.

$D/uL \rightarrow \infty$ , tem-se grande dispersão, escoamento em mistura.

Por sua vez, D/uL é obtido a partir de:

$$\frac{\sigma^2}{\theta^2} = 2\left(\frac{D}{uL}\right) - 2\left(\frac{D}{uL}\right)^2 \left[1 - \text{EXP}\left(\frac{-uL}{D}\right)\right] \quad (4.11)$$

Desta forma o comportamento do fluido para o modelo é representado por:

$$J(t) = \frac{1}{2} \left\{ 1 - \operatorname{erf} \left[ \frac{1}{2} \sqrt{\frac{uL}{D}} \frac{(1 - t/\bar{\theta})}{\sqrt{t/\bar{\theta}}} \right] \right\} \quad (4.12)$$

$$J'(t) = \frac{1}{2\bar{\theta} \sqrt{\pi D/uL}} \operatorname{EXP} \left[ -\frac{(1 - \bar{\theta})^2}{4\bar{\theta} (D/uL)} \right] \quad \text{pequena dispersão} \quad (4.13)$$

$$J'(t) = \frac{1}{2\bar{\theta} \sqrt{\pi D/uL}} \operatorname{EXP} \left[ -\frac{(1 - \bar{\theta})^2}{4 D/uL} \right] \quad \text{grande dispersão} \quad (4.14)$$

No modelo de tanques em série o sistema é representado por uma série de reatores de volume igual e idealmente agitados.

parâmetro deste modelo é o número de reatores  $N$ . O valor ideal para  $N$  é aquele que permite o melhor ajuste entre a curva teórica e os valores experimentais.

Assim tem-se:

$N \rightarrow 1$ , tem-se reator de mistura ideal.

$N \rightarrow \infty$ , tem-se reator tubular ideal.

Assim obtêm-se  $N$  através de:

$$\frac{\sigma^2}{\bar{\theta}^2} = \frac{1}{N} \quad (4.15)$$

A seguir são apresentadas as equações que representam o comportamento do fluido

$$J(t) = 1 - \left[ 1 + \frac{Nt}{\theta} + \frac{1}{2!} \left( \frac{Nt}{\theta} \right)^2 + \frac{1}{3!} \left( \frac{Nt}{\theta} \right)^3 + \dots + \frac{1}{(N-1)!} \left( \frac{Nt}{\theta} \right)^{N-1} \right] \text{EXP} \left( \frac{-Nt}{\theta} \right) \quad (4.16)$$

$$J'(t) = \frac{N \left( \frac{Nt}{\theta} \right)^{N-1}}{(N-1)! \theta} \text{EXP} \left( - \frac{Nt}{\theta} \right) \quad (4.17)$$

Como visto, é necessário conhecer o perfil de variação da concentração no tempo para determinar a DTR e aplicar os modelos propostos. Porém, nos ensaios realizados o sinal de saída medido foi a variação do pH, sendo necessário então transformar o valor de pH em um valor de concentração para determinar a DTR e, dessa forma, aplicar os modelos propostos.

Deste modo tem-se:

$$[H^+] = 10^{-\text{pH}} \quad (4.18)$$

E sendo  $[H^+]$  a concentração medida de  $H^+$  e  $[H_i^+]$  a concentração inicial  $H^+$ , considera-se:

$$C = [H^+] - [H_i^+] \quad (4.19)$$

#### 4.2.2.2. Equipamento experimental

O equipamento experimental utilizado nos ensaios para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento foi o mesmo descrito no item 4.2.1.2 a menos da retirada do sistema de recirculação e da bomba de alimentação. A Figura 4.7 mostra o esquema da aparelhagem utilizada no ensaio.

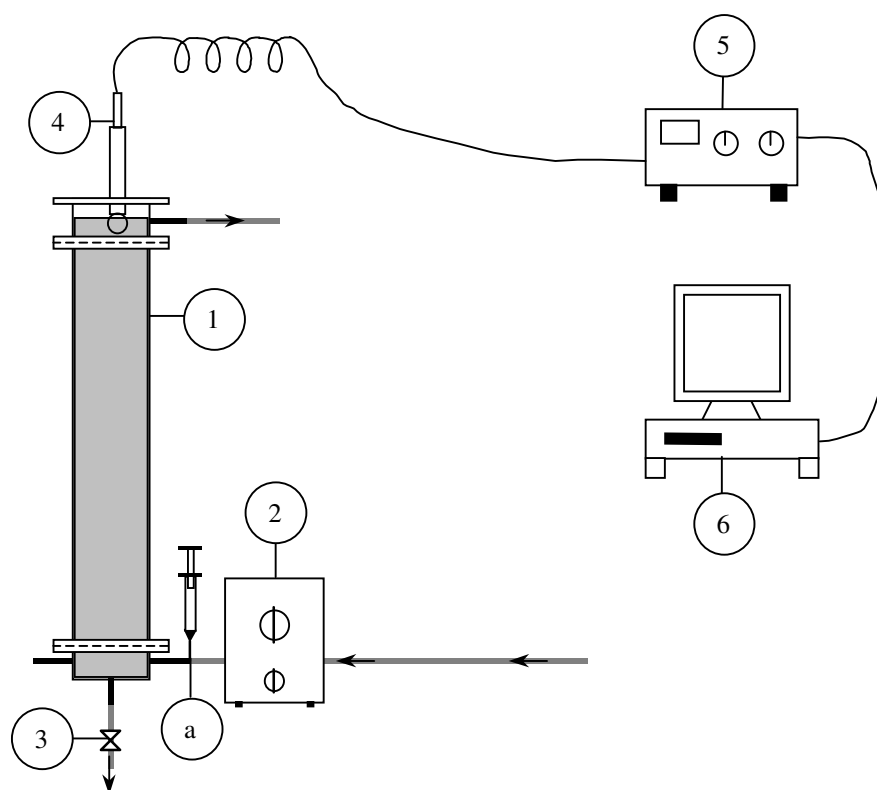


FIGURA 4.7: Esquema do equipamento experimental utilizado nos ensaios para determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento. (1 – reator contendo espuma de poliuretano; 2 – bomba de recirculação; 3 – válvula de descarga; 4 – eletrodo de pH; 5 – medidor de pH; 6 – microcomputador; — ligações hidráulicas; — ligações elétricas; a – local onde foram realizadas as perturbações).

#### 4.2.2.3. Procedimento experimental.

Os ensaios para a determinação da distribuição do tempo de residência (DTR) e do regime de escoamento no leito de espuma de poliuretano utilizado como suporte da biomassa foram realizados em duas etapas, primeiramente utilizando um estímulo do tipo pulso e em seguida com estímulo do tipo degrau, conforme descritos a seguir.

### *Perturbação tipo pulso*

- (a) reator foi operado de forma contínua e alimentado com água destilada;
- (b) Aguardou-se aproximadamente 10 min para possibilitar que a espuma ficasse encharcada com água e então fez-se a calibração do sistema através da medida, na saída do reator, da vazão empregada com o auxílio de uma proveta graduada e de um cronômetro digital;
- (c) Com o reator em operação e a vazão de alimentação calibrada, conforme descrição anterior, fez-se a perturbação do tipo pulso no sistema através da adição, o mais rápido possível (pulso), de 5 mL de solução 0,1 N de  $H_2SO_4$  com o auxílio de uma seringa de 5 mL;
- (d) A partir do instante da perturbação fez-se o monitoramento da variação do pH do sistema com um medidor de pH conectado a um microcomputador para a aquisição dos dados, o que permitiu a aquisição de dados em intervalos relativamente pequenos, 2 segundos. O eletrodo foi fixado no topo do reator, exatamente acima do leito de espuma. O monitoramento foi efetuado até o pH estabilizar-se;
- (e) A cada condição operacional fez-se o enxágüe do reator com água potável por 10 minutos e em seguida com água destilada até o pH estabilizar-se;

As condições operacionais empregadas foram:

I. Vazões aproximadas de recirculação: 5, 15 e 25 L/h.

Velocidades superficiais aproximadas para as respectivas vazões de recirculação: 0,16, 0,48 e 0,80 cm/s.

### ***Perturbação tipo degrau***

- (a) reator foi operado de forma contínua e alimentado com água destilada;
- (b) Aguardou-se, aproximadamente, 10 min para possibilitar que a espuma ficasse encharcada com água e então fez-se a calibração do sistema através da medida, na saída do reator, da vazão empregada com o auxílio de uma proveta graduada e de um cronômetro digital;
- (c) Com o reator em operação e a vazão de alimentação calibrada, conforme descrição anterior, fez-se a perturbação do tipo degrau no sistema através da substituição da alimentação de água destilada por solução 0,1 N de  $H_2SO_4$ ;
- (d) A partir do instante da perturbação, fez-se o monitoramento da variação do pH do sistema com o auxílio de um medidor de pH conectado a um microcomputador para a aquisição dos dados, o que permitiu a aquisição de dados em intervalos relativamente pequenos, 2 segundos. O eletrodo foi fixado no topo do reator, exatamente acima do leito de espuma;



- (e) A cada condição operacional fez-se o enxágüe do reator com água potável por 10 minutos e em seguida com água destilada até o pH estabilizar-se;

As condições operacionais empregadas foram:

- I. Vazões aproximadas de recirculação: 5, 15, e 25 L/h  
Velocidades superficiais aproximadas para as respectivas vazões de recirculação: 0,16, 0,48 e 0,80 cm/s.

### **4.3. OPERAÇÃO DO REATOR ANAERÓBIO EM BATELADA SEQÜENCIAL COM CIRCULAÇÃO DA FASE AQUOSA**

#### **4.3.1. EQUIPAMENTO EXPERIMENTAL**

O equipamento experimental utilizado nos ensaios de operação do reator anaeróbico em batelada seqüencial com circulação da fase aquosa foi o mesmo descrito no item 4.1, porém a bomba de recirculação utilizada foi uma bomba peristáltica com três canais e vazão ajustável, marca *Ismatec* modelo *MCP*, com vazão máxima de 52,3 L/h, a bomba de alimentação utilizada foi uma bomba de diafragma de vazão ajustável, marca *ProMinente* modelo *beta/5*, com vazão máxima de 35,0 L/min, para contrapressão de 1 bar e a descarga foi realizada com o auxílio de uma bomba de diafragma de vazão ajustável, marca *ProMinente* modelo *CONCEPT b*, com vazão máxima de 23,0 L/min, para contrapressão de 1,5 bar. A Figura 4.8 mostra um esquema do sistema de reação e a Figura 4.9 apresenta uma fotografia do mesmo.

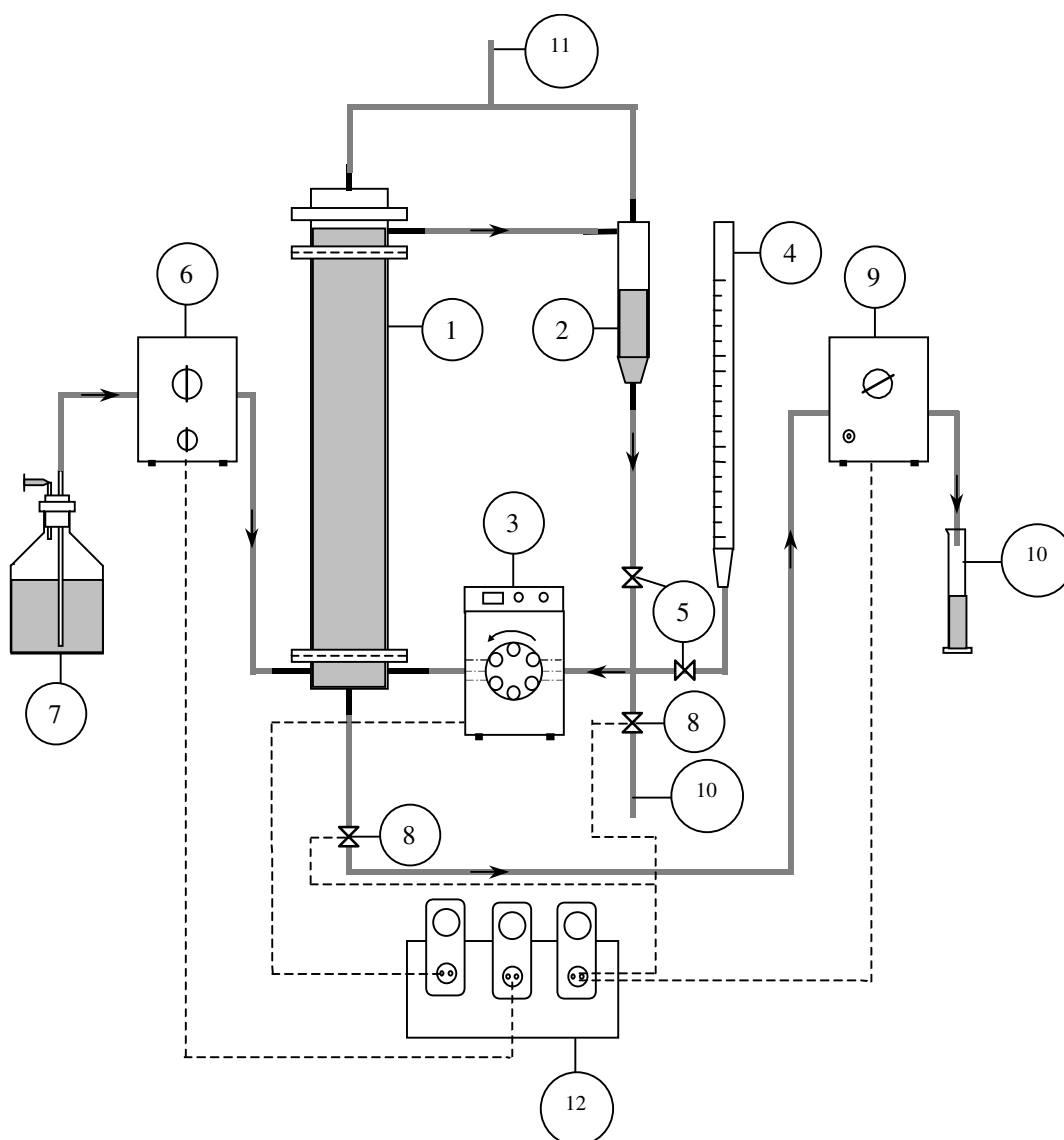


FIGURA 4.8: Esquema do equipamento experimental utilizado nos ensaios de operação do reator anaeróbio em batelada seqüencial com circulação da fase aquosa. (1 – reator contendo espuma de poliuretano; 2 – reservatório lateral; 3 – bomba de recirculação; 4 – medidor de vazão; 5 – válvulas de escoamento; 6 – bomba de alimentação; 7 – frasco de meio de alimentação; 8 – válvula de descarga; 9 – bomba de descarga; 10 – saída de efluente; 11 – saída de gás; 12 – unidade de controle; — ligações hidráulicas; ---- ligações elétricas.)



FIGURA 4.9: Fotografia do sistema de reação utilizado nos ensaios de operação do reator anaeróbio em batelada seqüencial com circulação da fase aquosa.

## 4.3.2. MATERIAIS

## 4.3.2.1. Água residuária

Na maioria dos ensaios foi utilizada água residuária sintética elaborada à base de glicose e água destilada de acordo com o descrito por DEL NERY (1987). Sua composição esta apresentada na Tabela 4.1. Em alguns ensaios foi utilizada concentração de glicose de 2000 mg/L, aumentando-se proporcionalmente as concentrações dos demais componentes.

TABELA 4.1: Composição da água residuária sintética utilizada e a DQO específica de cada componente.

Composto	Concentração (mg/L)	DQO (mgDQO/g)
Glicose	500,0	1027,2
Uréia	125,0	0
Sulfato de níquel	1,0	0
Sulfato ferroso	5,0	0
Cloreto férrico	0,50	0
Cloreto de cálcio	47,0	0
Cloreto de cobalto	0,080	0
Óxido de selênio	0,070	0
Fosfato de potássio monobásico	85,0	0
Fosfato de potássio dibásico	21,70	0
Fosfato de sódio dibásico	33,40	0
Bicarbonato de sódio	500,0	0

Nos primeiros ensaios realizados (ver Resultados e Discussões) a água residuária foi esterilizada em autoclave a 120°C por 15 minutos. A glicose era autoclavada em separado dos demais constituintes para evitar a ocorrência de reações de Maillard e o conseqüente escurecimento da solução, posteriormente era misturada aos demais componentes no frasco de alimentação antes da carga do reator. Porém na maioria dos ensaios realizados a água residuária não foi esterilizada, sendo que optou-se por renová-la diariamente, uma vez que a contaminação identificada não era significativa, permanecendo a água residuária límpida e transparente.

#### 4.3.2.2. *Inóculo*

Foram utilizados três diferentes inóculos durante a operação do reator.

O primeiro inóculo utilizado (*inóculo I*) foi obtido de reator UASB tratando efluente de uma indústria alimentícia. Os principais parâmetros deste lodo estão apresentados na Tabela 4.2.

TABELA 4.2: parâmetros do lodo utilizado como *inóculo I*.

Parâmetro	Valor
Sólidos suspensos totais SST (g/L)	56
Sólidos suspensos fixos SSF (g/L)	18
Sólidos suspensos voláteis SSV (g/L)	38

O segundo inóculo (*inóculo II*) empregado foi obtido de reator UASB tratando esgoto industrial, instalado em uma fábrica de papel reciclado, localizada na

cidade de São Carlos-SP. Os principais parâmetros deste lodo estão apresentados na Tabela 4.3.

TABELA 4.3: Parâmetros do lodo utilizado como *inóculo II*.

Parâmetro	Valor
Sólidos totais ST (mg/g)	146
Sólidos fixos totais SFT (mg/g)	37
Sólidos voláteis totais SVT (mg/g)	109

Por fim o último inóculo (*inóculo III*) empregado foi obtido de reator UASB tratando esgoto proveniente de um abatedouro de aves, localizada na cidade de Tietê, SP. Os principais parâmetros deste lodo estão apresentados na Tabela 4.4.

TABELA 4.4: Parâmetros do lodo utilizado como *inóculo III*.

Parâmetro	Valor
Sólidos totais ST (mg/g)	68
Sólidos fixos totais SFT (mg/g)	14
Sólidos voláteis totais SVT (mg/g)	54

### 4.3.3. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

#### *Eficiências de remoção de matéria orgânica*

Um dos parâmetros utilizados para verificar o desempenho do reator foi a eficiência de remoção total da matéria orgânica no sistema ( $\epsilon$ ), definida pela Equação (4.20), sendo  $C_{af}$  a concentração total de substrato no afluente (mgDQO/L), e  $C_{ef}$  a concentração total de substrato no efluente (mgDQO/L).

$$\epsilon = \frac{C_{af} - C_{ef}}{C_{af}} \cdot 100 \quad (4.20)$$

#### *Eficiências de remoção interna de matéria orgânica*

Outro parâmetro utilizado foi a eficiência de remoção interna do reator, que é dada por  $\epsilon_i$ , e definida pela Equação (4.22). Nesta expressão  $C_s$  é a concentração total de substrato no reator (mgDQO/L) e  $C_{so}$  é o valor inicial de  $C_s$  no reator (mgDQO/L).

$$\epsilon_i = \frac{C_{so} - C_s}{C_{so}} \cdot 100 \quad (4.22)$$

#### 4.3.4. MÉTODOS ANALÍTICOS

##### *4.3.4.1. Análises físico-químicas*

Para monitoramento do desempenho do reator foram analisadas as seguintes variáveis de acordo com APHA (1995): demanda química de oxigênio (DQO), ácidos voláteis totais (AV), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB), sólidos totais (ST), sólidos voláteis totais (SVT), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), e pH. A metodologia para determinação dos ácidos voláteis sofreu modificação de acordo com DILALLO & ALBERTSON (1961), enquanto que a metodologia para determinação da alcalinidade total foi modificada segundo RIPLEY et al. (1986).

A produção e a composição do biogás também foram monitoradas durante a operação do sistema. A composição do gás foi analisada por cromatografia gasosa utilizando cromatógrafo *HP 6890* com detector de condutividade térmica, com controle eletrônico de pressão, e coluna empacotada padrão Porapak Q (análise de ar, CH<sub>4</sub> e CO<sub>2</sub>). Na análise, a temperatura do injetor foi de 60,0 °C, a do detector foi de 160,0 °C, a da coluna foi de 35,0 °C. O gás de arraste utilizado foi o hidrogênio (White Martins) com vazão de 50,0 mL/h (CNTP) e a vazão de “make-up” (CNTP) foi de 2,5 mL/h. O volume de amostra injetado foi de 1,0 ml utilizando uma seringa *Supelco* com capacidade de 1,0 ml do tipo “gastight”.

A produção de gás foi medida com o auxílio de um gasômetro composto por um erlenmeyer e uma pipeta graduada de 25 ml, apresentado na Figura 4.10. A saída de gás do reator era conectada a uma mangueira que, por sua vez, estava conectada ao erlenmeyer contendo solução de NaOH (50 g/L), outra mangueira,



mergulhada na solução de NaOH, ligava o erlenmeyer à pipeta. Desta forma, o volume de  $\text{CH}_4$  produzido no reator entrava no erlenmeyer e deslocava a coluna de solução de NaOH na pipeta permitindo a sua quantificação, enquanto que o  $\text{CO}_2$  era absorvido pela solução de NaOH.

Em ambas as determinações, composição e produção, imediatamente após a carga do reator foi circulado nitrogênio na câmara de coleta de gases com o intuito de eliminar qualquer resíduo de gás da batelada anterior, evitando assim qualquer interferência na medida.

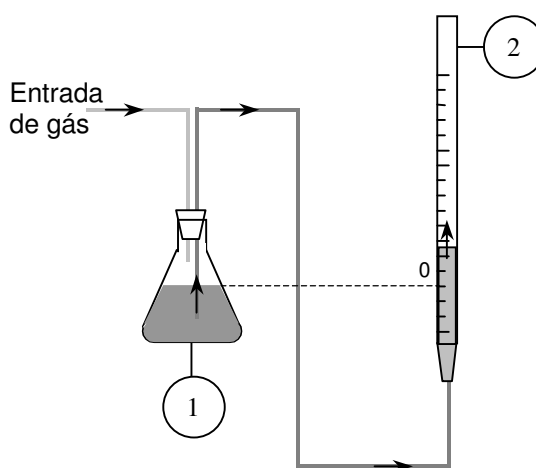


FIGURA 4.10: Esquema do gasômetro utilizado para medir a produção de  $\text{CH}_4$  no reator. (1 – erlenmeyer; 2 – pipeta graduada)

#### 4.3.4.2. Análises microbiológicas

As análises microbiológicas foram realizadas por microscopia ótica utilizando um microscópio Olympus modelo BH2, com objetivas de 40 a 100 vezes de aumento. Foram utilizadas as técnicas de epifluorescência e de contraste de fase

permitindo desta forma avaliar a presença dos grupos característicos de biomassa anaeróbia.

#### 4.3.5. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

##### *4.3.5.1. Imobilização da biomassa*

O inóculo foi imobilizado em espuma de poliuretano, de acordo com ZAIAT et al. (1994), da seguinte forma:

- (a) Inicialmente o lodo foi forçado a passar por uma peneira de plástico com abertura de aproximadamente 1mm, com o auxílio de uma colher, para destruir os grânulos de biomassa e, dessa forma, facilitar a imobilização na espuma;
- (b) inóculo peneirado foi colocado em um béquer de 5 L, os cubos de espuma de poliuretano foram adicionados e procedeu-se a mistura de tal forma a encharcar a espuma com o lodo;
- (c) Decorridas 2 horas para uma melhor adesão do inóculo à espuma, os cubos de poliuretano com inóculo aderido foram acondicionados no reator sem serem comprimidos.

##### *4.3.5.2. Operação do sistema*

##### ***Operação do reator***

reator foi operado em batelada seqüencial, em ciclos de 8 horas controlados com o auxílio de uma unidade de controle composta de três interruptores

eletrônicos programáveis (“timers”) da marca Kienzle modelo Logica 500. A temperatura foi mantida constante ( $30\pm 1^\circ\text{C}$ ) em câmara termostaticada.

A unidade de controle permite a operação dos reatores em batelada seqüencial, como indica a Tabela 4.5 Convém ressaltar que os tempos apresentados de duração de cada etapa, apresentados, são apenas uma estimativa, devendo ser ajustados conforme a operação do sistema.

TABELA 4.5: Resumo das etapas e os respectivos eventos do processo batelada seqüencial.

	Etapas		
	Alimentação	Reação	Descarga
Bomba de alimentação	ligada	desligada	desligada
Bomba de recirculação	desligada	ligada	desligada
Válvulas de descarga	desligadas	desligadas	ligadas
Duração (h)	0,1	7,8	0,1

A seqüência de operação do reator é descrita a seguir:

- (a) reator era alimentado com a água residuária sintética com o auxílio de uma bomba de diafragma de vazão ajustável, com vazão máxima de 35,0 L/min.
- (b) Em seguida a recirculação interna foi iniciada com o emprego de uma bomba peristáltica de vazão ajustável, com vazão máxima de 52,3 L/h. A etapa de recirculação teve duração de aproximadamente 465 min, variando de uma condição para outra.

- (c) Terminada a recirculação, o reator foi esgotado através das válvulas de descarga, o reservatório lateral foi esgotado durante todos os ensaios por gravidade, enquanto o reator foi descarregado inicialmente por gravidade e posteriormente, após a verificação de problemas operacionais (ver Resultados e Discussões), com o auxílio de uma bomba de diafragma de vazão ajustável, com vazão máxima de 23,0 L/min. As válvulas de descarga utilizadas foram do tipo solenóide comercial, de máquina de lavar. O tempo da etapa de descarga foi suficiente para garantir o total esgotamento do reator e do reservatório.
- (d) Entre cada etapa da operação existe um intervalo de tempo (1 min) como segurança no sincronismo, totalizando assim as 8 h da batelada. Após o que o ciclo é então reiniciado.

### ***Análise de desempenho***

Numa primeira etapa, o desempenho do reator foi avaliado através de amostragens do afluente e do efluente de cada batelada. DQO, AV, AT, AB e pH, foram monitorados três vezes por semana de acordo com o descrito no item 4.3.4.1, enquanto que os ST, os SVT, os ST, os SSV e a composição do biogás foram monitoradas duas vezes por semana a fim de acompanhar o comportamento do reator.

Para a realização da medida de composição do biogás gerado, a saída de gás do reator (FIGURA 4.7.11) foi mergulhada em um tubo de ensaio contendo uma pequena coluna de água (2 cm), para impedir a entrada de ar.

O volume de alimentação e a vazão de recirculação foram monitoradas diariamente, exceto nos finais de semana. O volume de alimentação era igual ao volume de efluente descarregado. Na medida da vazão de recirculação, a válvula de escoamento (FIGURA 4.7.5), que permite o escoamento do fluido para a bureta, era aberta, permitindo que o líquido, presente no reservatório lateral, escoasse para a bureta. Em seguida a válvula que permite o escoamento do reservatório lateral para a bomba de recirculação era fechada. Dessa maneira, todo o líquido recirculado provinha da bureta e, com o auxílio de um cronômetro digital, a vazão de recirculação era medida. Durante a manipulação das válvulas de escoamento foi tomado o cuidado para não esvaziar completamente o reservatório lateral evitando a entrada de ar no sistema.

Quando o sistema apresentou estabilidade, isto é, quando a eficiência de remoção da matéria orgânica não apresentou mais variação significativa de uma batelada para outra, foram retiradas amostras ao longo do tempo de batelada a fim de determinar o perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, o que permitiria avaliar o tempo realmente necessário para remoção de DQO para cada condição de operação.

A produção e o perfil de composição de gás no reator foram medidos uma única vez na condição de estabilidade do sistema, para cada condição estudada, de acordo com o descrito no item 4.3.4.1.

#### *4.3.5.3. Perfil de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo*

O perfil de remoção ao longo do tempo de batelada foi realizado de formas diferentes para a condição sem recirculação e para as demais condições com recirculação.

Primeiramente o reator foi operado sem recirculação e após a obtenção do perfil a recirculação foi implementada para a obtenção dos demais perfis nas diferentes velocidades superficiais.

#### ***Ensaio sem recirculação***

Para a retirada das amostras na medida do perfil de remoção na condição sem recirculação, antes de efetuar a retirada da amostra, era necessário homogeneizar o meio líquido, para garantir sua representatividade. Por esta razão o procedimento de obtenção do perfil foi realizado de acordo com o descrito a seguir.

Em um determinado ciclo, no tempo desejado,  $t_1$ , o reator foi descarregado em um béquer, e após a homogeneização do efluente com o auxílio de uma bageta de vidro, uma alíquota de aproximadamente 10 ml foi retirada, representando assim o primeiro ponto do perfil. Em seguida a amostra foi filtrada à vácuo, utilizando membrana recomendada por APHA (1995) e armazenada em banho de gelo até o momento da análise de DQO. Após a retirada da amostra o reator foi recarregado com o líquido restante no béquer, e ao final desse ciclo, dois ciclos consecutivos foram conduzidos sem efetuar-se nenhuma perturbação, com o objetivo de eliminar qualquer distúrbio causado pelo procedimento de retirada da amostra. No ciclo seguinte, então, em um determinado tempo  $t_2 > t_1$ , o segundo ponto do perfil foi obtido, seguindo exatamente o mesmo procedimento de retirada de amostra descrito

para o primeiro ponto. Este procedimento foi repetido até a obtenção de todos os pontos necessários do perfil.

### ***Ensaio com recirculação***

Nos ensaios com recirculação, nos quais a representatividade das amostras já estava garantida, alíquotas de aproximadamente 7,0 mL eram retiradas diretamente na mangueira de circulação nos momentos desejados, exatamente abaixo do reservatório lateral, com o auxílio de uma seringa e agulha descartáveis de 10 mL. Foram retiradas, no máximo, 7 amostras por ciclo, de modo que o volume total retirado não ultrapassou 10% do volume de alimentação, evitando-se que a amostragem interferisse no desempenho do reator. Após retirada, a amostra era filtrada a vácuo, utilizando membrana recomendada por APHA (1995), e armazenada em banho de gelo até o momento da análise de DQO.

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 5.1. ESTUDO HIDRODINÂMICO

#### 5.1.1. DETERMINAÇÃO DO TEMPO DE MISTURA

As Figuras de 5.1 a 5.5 mostram os perfis de variação do pH obtidos experimentalmente e pelo modelo de primeira ordem acrescido de tempo de atraso. A Tabela 5.1 resume as condições operacionais dos ensaios, os parâmetros de ajuste e os valores dos tempos de atraso e total de mistura obtidos pela aproximação do modelo de primeira ordem ( $t_{mist}$ ) e, pelo tempo total de mistura ( $t_{mist\%}$ ), considerando o intervalo de variação de  $\pm 2,5\%$  em torno do valor de pH na condição de estabilidade. Os valores experimentais obtidos estão apresentados no Anexo II.

A análise dos resultados permite concluir que apesar de o modelo de primeira ordem não representar adequadamente o comportamento oscilatório do sistema, característico da recirculação externa, ele é adequado para estimar o tempo de mistura, uma vez que, a tendência do comportamento do sistema, a menos da oscilação, aproxima-se do modelo proposto, satisfazendo desta forma os objetivos almejados.

Embora a análise considerando o intervalo de variação resulte em tempos de mistura maiores que os obtidos pelo ajuste do modelo de primeira ordem, a



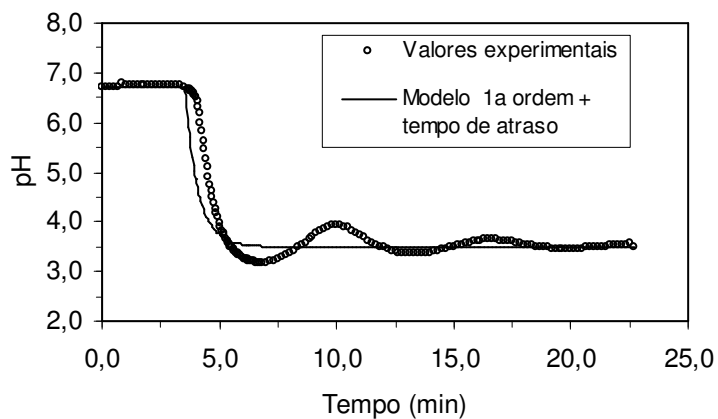
tendência observada, à medida que se aumenta a velocidade superficial de líquido, permanece a mesma.

A comparação dos ensaios com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, permite concluir que o local onde o pulso é dado não interfere na determinação dos tempos de mistura, uma vez que o sinal de saída tem o mesmo comportamento para os dois casos estudados. A mesma consideração pode ser feita, no que diz respeito ao volume de fluido no reservatório, após a comparação do dois ensaios realizados com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s.

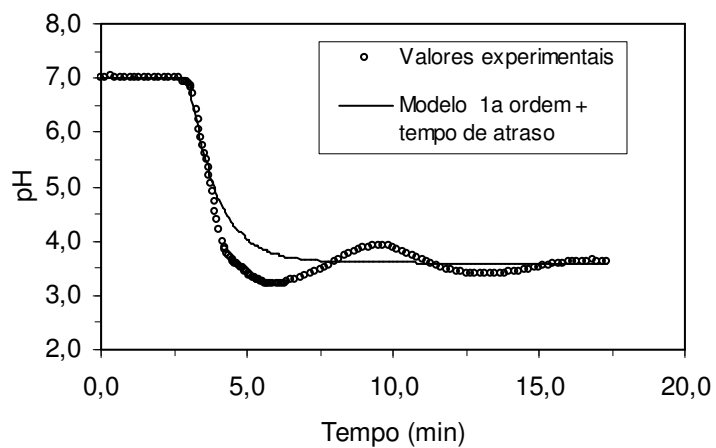
Os resultados indicam que os maiores tempos totais de mistura obtidos ( $t_{\text{mist}}=17,5$  min) podem ser considerados desprezíveis quando comparados ao tempo total do ciclo (480 min).

Na Figura 5.6 é apresentada a variação dos tempos de mistura e total em função da  $v_S$  empregada. Nota-se uma tendência de diminuição do tempo de atraso e dos tempos totais de mistura à medida que a velocidade superficial aumenta. Porém esta diminuição não é linear e tende a estabilizar para valores de velocidade superficial maiores que 0,5 cm/s.

Portanto, o emprego de velocidades superficiais de líquido ( $v_S$ ) superiores a 0,5 cm/s não resultam em vantagem em termos da homogeneidade da mistura no sistema. No entanto, as condições de transferência de massa na fase líquida poderão ser melhoradas com o aumento de  $v_S$  acima de 0,5 cm/s.



(a)



(b)

FIGURA 5.1: Perfis experimental e teórico da variação do pH para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s com pulso na região superior (a) e inferior (b) do reator, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura.

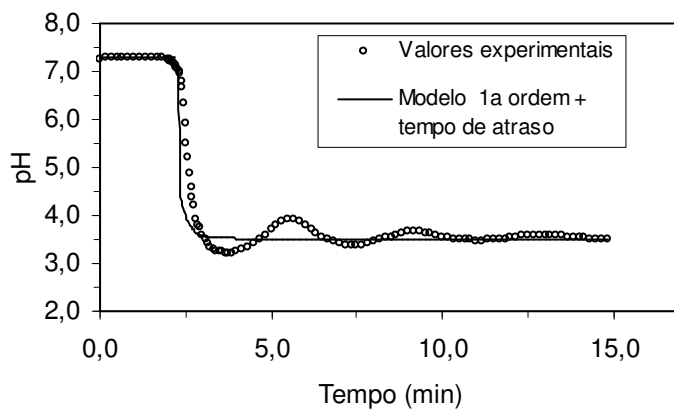


FIGURA 5.2: Perfis experimental e teórico da variação do pH para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,32 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura.

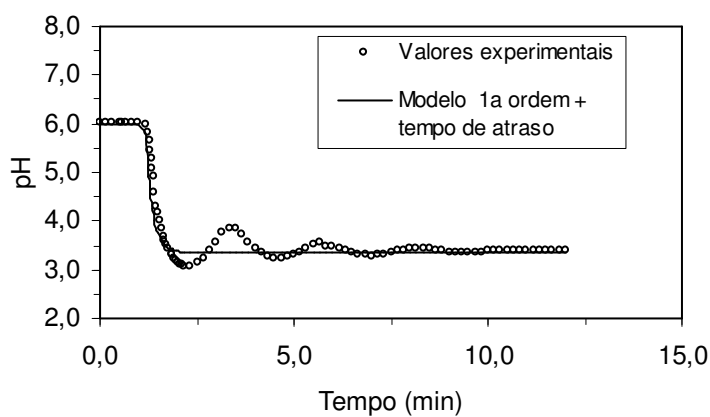


FIGURA 5.3: Perfis experimental e teórico da variação do pH para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura.

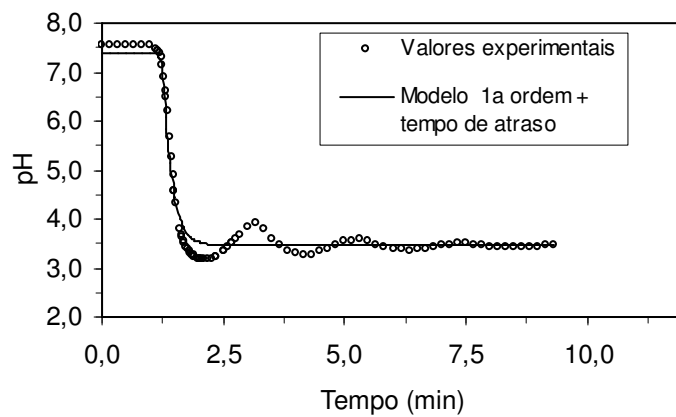
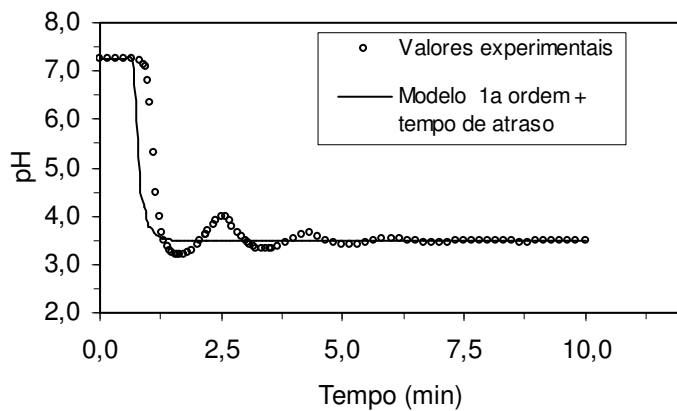
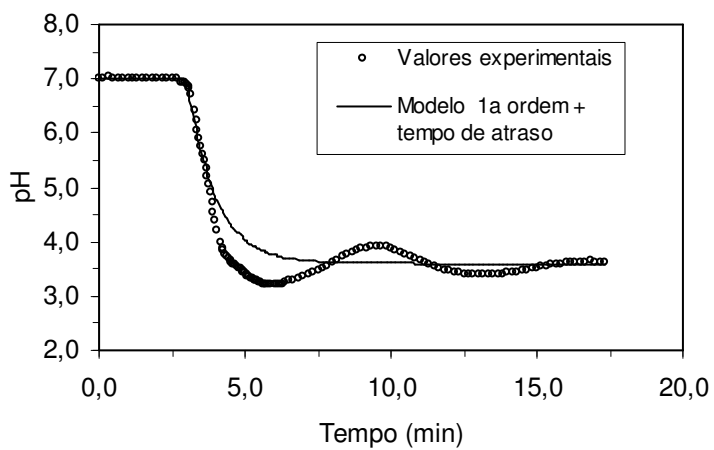


FIGURA 5.4: Perfis experimental e teórico da variação do pH para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,64 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura.



(a)



(b)

FIGURA 5.5: Perfis experimental e teórico da variação do pH para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, com volume de líquido na capacidade máxima (a) e mínima (b) do reservatório, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura.

TABELA 5.1: Resumo das condições operacionais, dos parâmetros de ajuste e dos valores dos tempos de atraso e total de mistura, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura.

Velocidade Superficial (cm/s)	0,16 *	0,16 **	0,32	0,48	0,64	0,80 #	0,80##
pH inicial	6,70	7,02	7,27	6,03	7,56	7,25	7,20
pH final	3,57	3,62	3,52	3,38	3,45	3,49	3,43
$\Delta$ pH	3,13	3,40	3,75	2,65	4,11	3,76	3,77
Coefficiente de Correlação	0,983	0,983	0,959	0,986	0,968	0,914	0,940
Coefficiente Linear	-0,987	-0,0486	-1,49	-0,610	-0,160	-2,17	-4,46
Coefficiente Angular	1,74	1,03	4,23	5,30	5,30	7,19	12,6
$\tau$ (min)	0,575	0,971	0,236	0,189	0,189	0,139	0,079
$t_o$ (min)	3,50	3,05	2,00	1,17	1,22	0,67	0,67
$t_{mist}$ (min)	7,47	9,75	3,63	2,47	2,54	1,63	2,05
$t_{mist\%}$ (min)	17,5	14,8	9,83	8,00	5,50	5,33	5,50

\* Ensaio realizado com o pulso efetuado no topo do reservatório lateral.

\*\* Ensaio realizado com o pulso efetuado no fundo do reator.

# Ensaio realizado com o volume de líquido na capacidade máxima do reservatório lateral.

## Ensaio realizado com o volume de líquido na capacidade mínima do reservatório lateral.

( $t_{mist}$ ) – tempo de mistura obedecendo o modelo de primeira ordem.

( $t_{mist\%}$ ) – tempo de mistura considerando  $\pm 2,5\%$  de variação no ponto de estabilidade

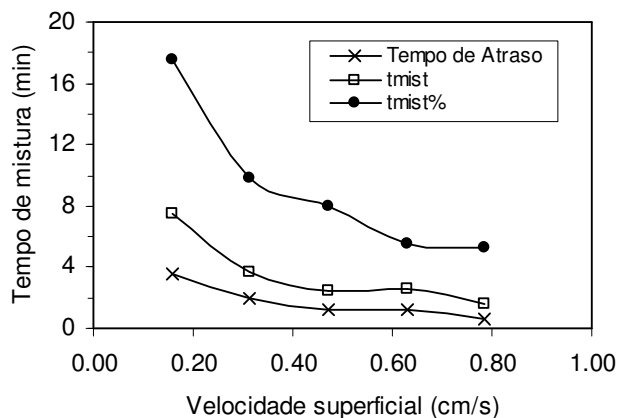


FIGURA 5.6: Comportamento do tempo de atraso e dos tempos totais de mistura em função da velocidade superficial do fluido, obtidos nos ensaios de determinação do tempo de mistura.

#### 5.1.2. DETERMINAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA E DO REGIME DE ESCOAMENTO

As Figuras 5.7 a 5.12 e 5.13 a 5.18 mostram os perfis de variação do pH no tempo, os valores experimentais e os modelos ajustados para os ensaios com estímulo tipo degrau e pulso, respectivamente. Os valores experimentais obtidos estão apresentados no Anexo II. Ressalta-se que para o ajuste dos modelos foram utilizados os valores de concentração hidrogeniônica, calculados a partir dos valores de pH medidos.

Na análise dos perfis de variação do pH identificou-se a formação de caudas provavelmente causadas pela retenção e posterior liberação lenta do traçador no leito de espuma; segundo NARDI et al. (1999), estas caudas geradas podem

causar imprecisão na determinação dos parâmetros do modelo proposto. Assim, com o objetivo de verificar a influência destas caudas na determinação da DTR e no ajuste dos modelos, foi realizado o rebatimento dos perfis de pH de modo que a velocidade de subida do pH fosse a mesma que da descida. As Figuras 5.19 a 5.24 mostram os perfis de variação do pH no tempo, para os valores experimentais e os modelos ajustados para os ensaios com estímulo tipo pulso rebatidos.

A Tabela 5.2 apresenta o resumo das condições operacionais dos ensaios, os parâmetros dos modelos teóricos e os valores médios experimentais e teóricos ( $\bar{\theta}$ ) e suas variâncias ( $\sigma^2$ ).

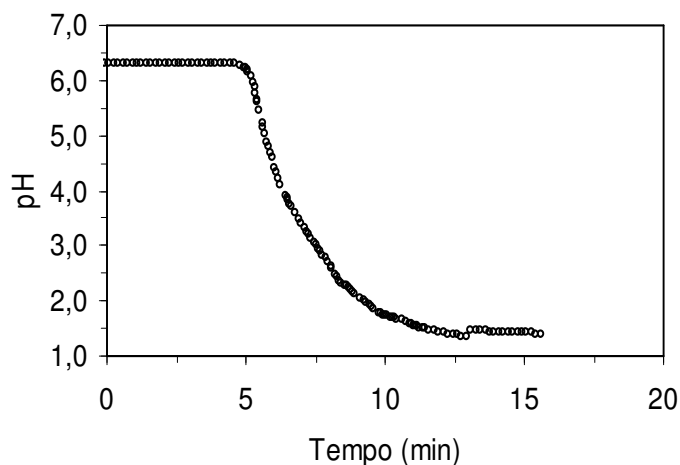


FIGURA 5.7: Perfil de variação do pH em função do tempo para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.



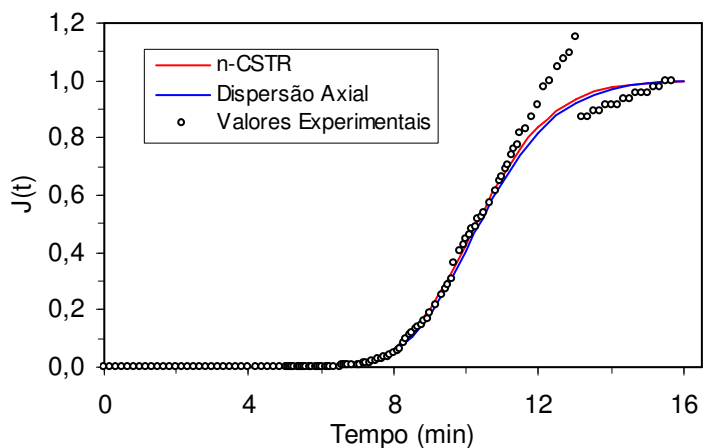


FIGURA 5.8: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

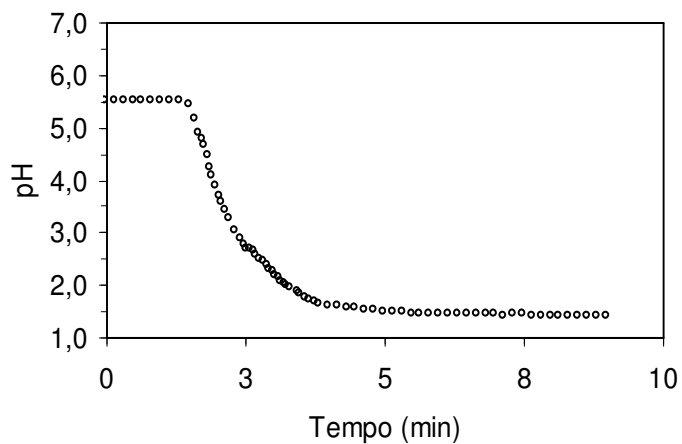


FIGURA 5.9: Perfil de variação do pH em função do tempo para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

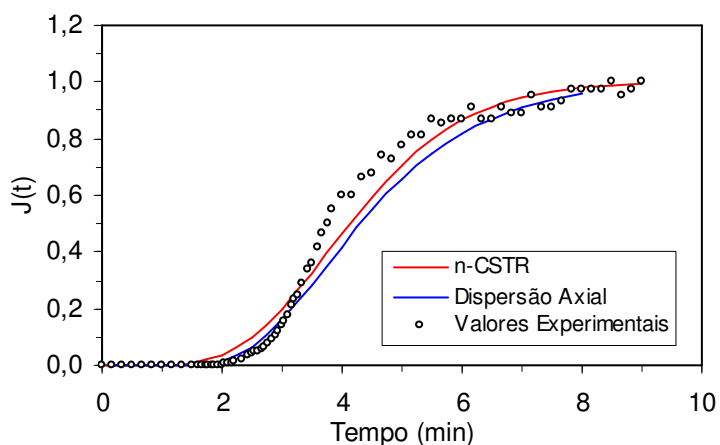


FIGURA 5.10: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

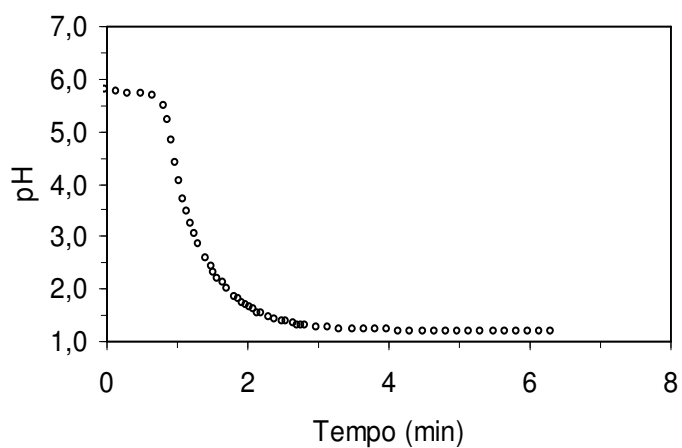


FIGURA 5.11: Perfil de variação do pH em função do tempo para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

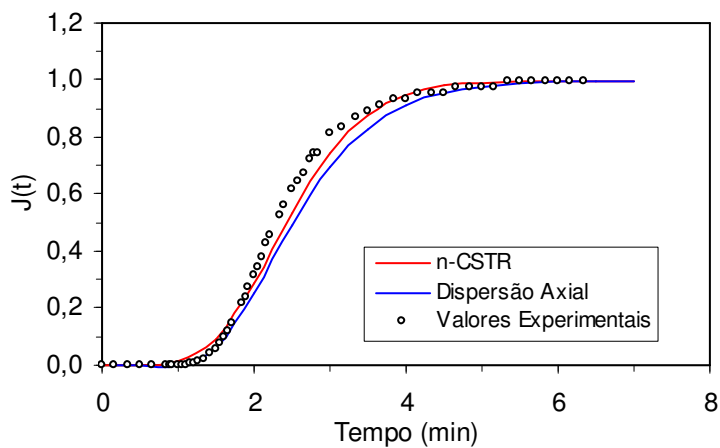


FIGURA 5.12: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo degrau com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

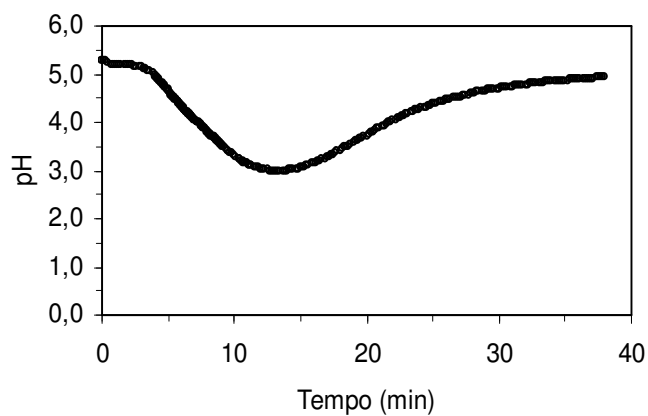


FIGURA 5.13: Perfil de variação do pH em função do tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

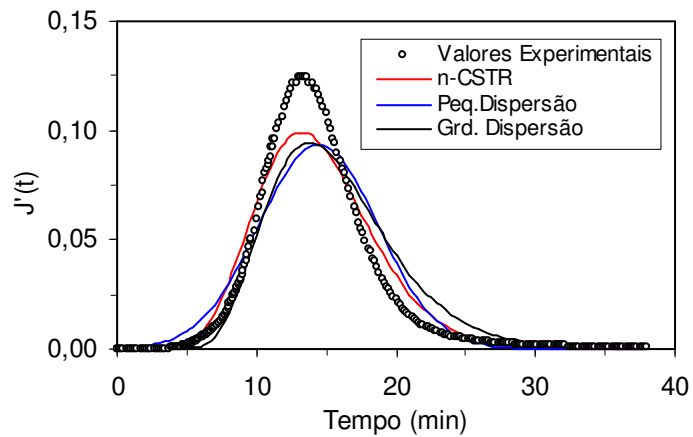


FIGURA 5.14: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

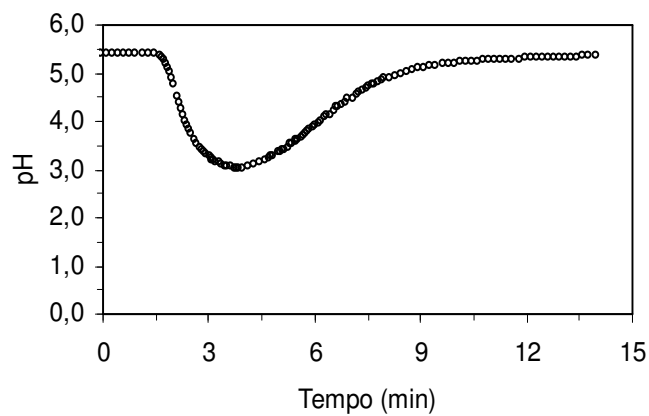


FIGURA 5.15: Perfil de variação do pH em função do tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

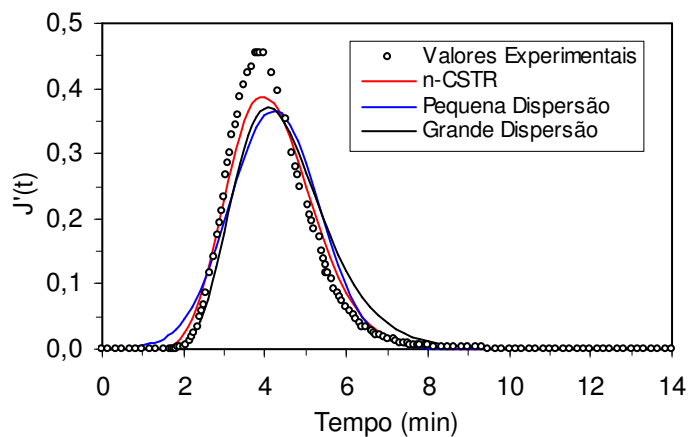


FIGURA 5.16: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

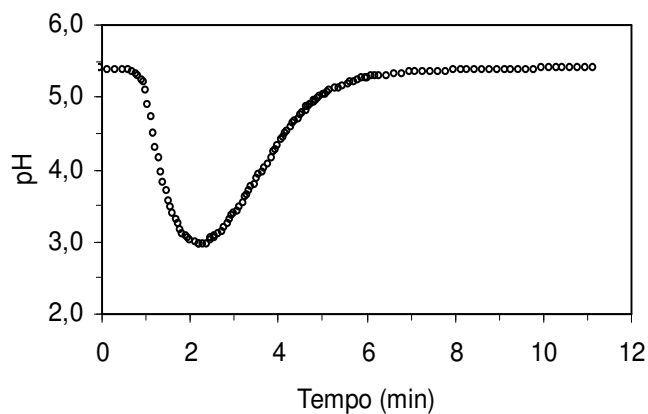


FIGURA 5.17: Perfil de variação do pH em função do tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

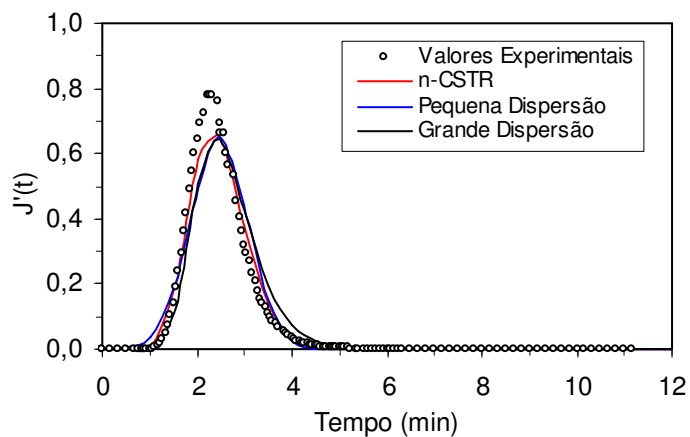


FIGURA 5.18: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

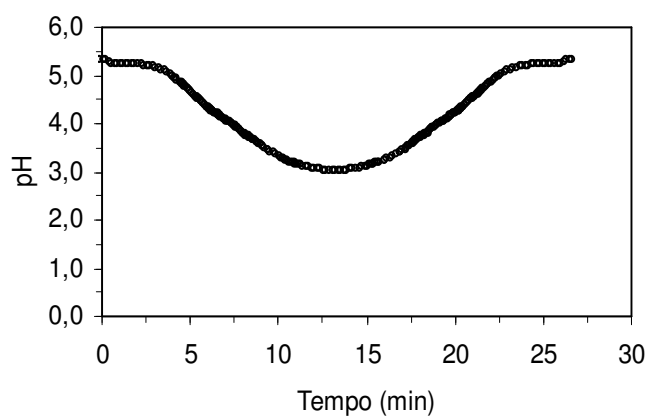


FIGURA 5.19: Perfil rebatido de variação do pH em função do tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

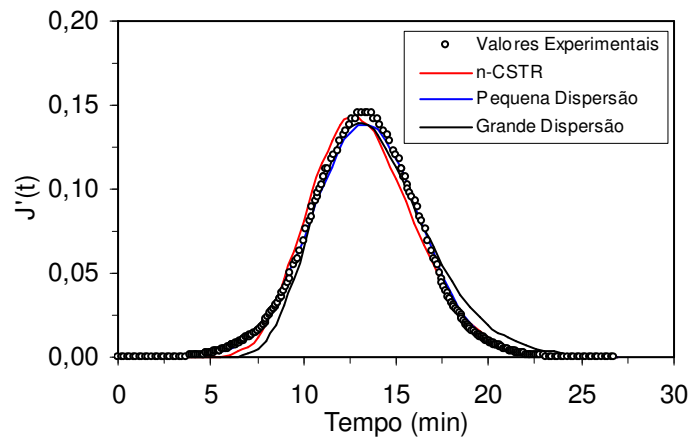


FIGURA 5.20: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso rebatido com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

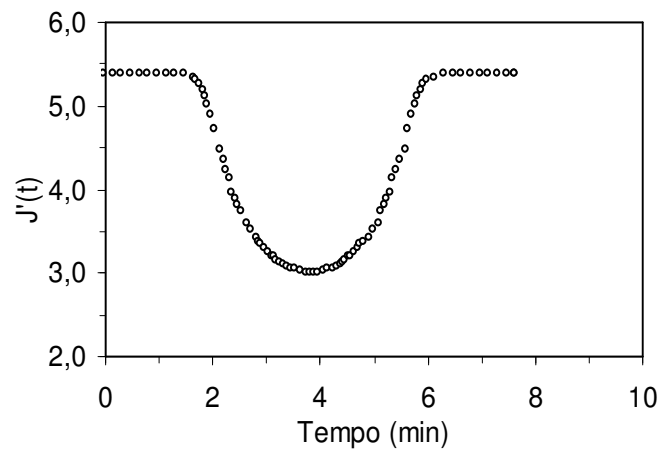


FIGURA 5.21: Perfil rebatido de variação do pH em função do tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

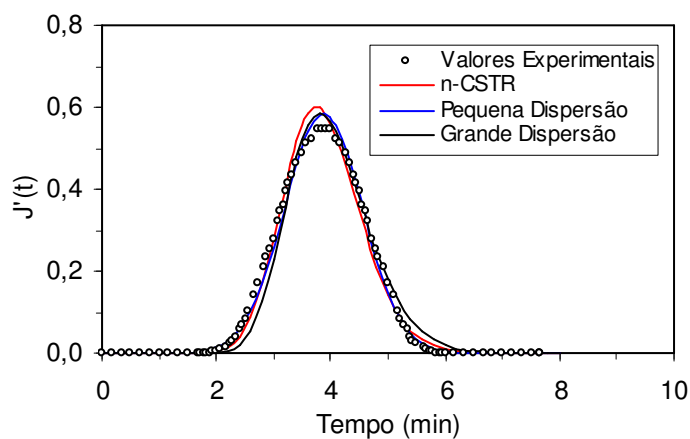


FIGURA 5.22: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso rebatido com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

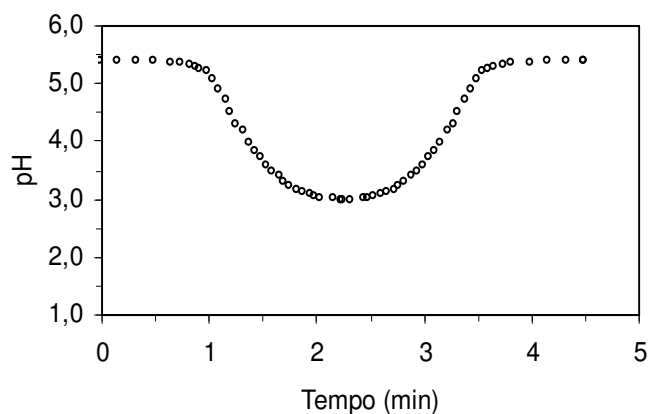


FIGURA 5.23: perfil rebatido de variação do pH em função do tempo para o ensaio com estímulo tipo pulso com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.



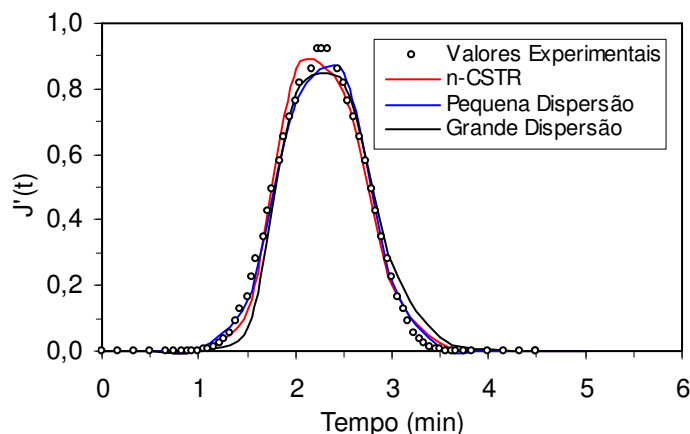


FIGURA 5.24: Valores experimentais e modelos teóricos ajustados para o ensaio com estímulo tipo pulso rebatido com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, obtidos nos ensaios de determinação da DTR e do regime de escoamento.

TABELA 5.2: Resumo das condições operacionais dos ensaios, os parâmetros dos modelos teóricos e os valores dos tempos de residência médios experimentais e teóricos ( $\bar{\theta}$ ) e suas variâncias ( $\sigma^2$ ).

Velocidades Superficiais	Parâmetros	Degrau	Pulso	Pulso Rebatido
0,16 cm/s	$\theta$ exp (min)	9,6	10,2	10,2
	$\bar{\theta}$ (min)	10,4	14,4	13,3
	$\sigma^2$ (min <sup>2</sup> )	2,72	17,3	8,09
	N	40	12	22
	D/uL	0,0125	0,0437	0,0232
0,48 cm/s	$\theta$ exp (min)	3,0	3,3	3,3
	$\bar{\theta}$ (min)	4,3	4,2	3,9
	$\sigma^2$ (min <sup>2</sup> )	2,32	1,15	0,46
	N	8	16	33
	D/uL	0,0670	0,0333	0,0155
0,80 cm/s	$\theta$ exp (min)	1,8	1,9	1,9
	$\bar{\theta}$ (min)	2,5	2,5	2,3
	$\sigma^2$ (min <sup>2</sup> )	0,71	0,36	0,17
	N	9	17	32
	D/uL	0,0597	0,0309	0,0163

O perfil de variação do pH, obtido para o ensaio com perturbação tipo degrau na condição de operação de 0,16 cm/s, mostra uma descontinuidade na estabilização do pH, o que levou a obter resultados bastante distintos quando comparados aos obtidos, para a mesma condição de operação, no ensaio com perturbação tipo pulso. Desta forma os resultados obtidos neste ensaio foram desprezados e não foram considerados na determinação do comportamento do sistema. Por sua vez, o ensaio não foi repetido e o motivo da descontinuidade não foi estudado pois o objetivo do trabalho já podia ser satisfeito com os resultados obtidos para as outras condições operacionais.

A comparação entre os resultados obtidos para os ensaios com perturbação tipo pulso e degrau permite concluir que apesar dos tempos de residência, obtidos para mesma condição, serem próximos, houve uma diferença considerável entre os valores obtidos dos parâmetros dos modelos propostos (N e D/uL). Desta forma considerou-se que os valores obtidos para o ensaio tipo pulso, são mais representativos do que os obtidos no ensaio degrau, uma vez que a difusão do traçador no meio líquido causou maiores anomalias nos resultados para o ensaio degrau do que para o pulso. Nos ensaios com perturbação tipo pulso foi observada a formação de caudas na subida do pH, enquanto na descida nenhuma anomalia foi observada, admitindo-se que a difusão prejudicou, sensivelmente, apenas a subida. Enquanto nos ensaios do tipo degrau admitiu-se que a difusão causou alteração em todo o perfil.

Desta forma foi realizado o rebatimento dos perfis de pH com o objetivo de anular as anomalias observadas na subida do pH. Desta forma admitiu-se que o

novo perfil rebatido representa melhor as características hidrodinâmicas do leito, apesar de desprezar possíveis anomalias do escoamento.

Os valores de  $N$  praticamente dobraram quando a análise hidrodinâmica foi realizada com a curva rebatida, enquanto os valores de  $D/uL$  foram reduzidos de aproximadamente 50%.

Os resultados obtidos permitiram concluir que apesar do tempo de mistura ser considerado desprezível em relação ao tempo total do ciclo, o escoamento no leito de espuma de poliuretano, usada como suporte da biomassa, comporta-se de maneira aproximada a de um *reator pistonado*. Essa conclusão é baseada nos valores de  $N$  acima de 30 para as condições com maiores velocidades superficiais e próximo de 20, quando empregada velocidade superficial de 0,16 cm/s.

A comparação do tempo de residência experimental e o calculado permite concluir que não há, no leito do reator, a ocorrência de grandes caminhos preferenciais, zonas mortas e curtos circuitos que exerçam influência significativa no escoamento, uma vez que os valores obtidos apresentam-se relativamente próximos, em todas as condições operacionais estudadas.

## **5.2. AVALIAÇÃO PRELIMINAR DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS**

Os ensaios preliminares para avaliação das condições operacionais mais adequadas foram realizados em três etapas distintas, nas quais foram utilizados diferentes inóculos, vazões de recirculação e formas de descarga. As alterações nas condições operacionais foram realizadas de acordo com os resultados obtidos em cada etapa, permitindo assim estabelecer as condições mais adequadas de operação do reator.

## 5.2.1. FASE I

Nesta etapa a água residuária utilizada foi esterilizada como o descrito no item Materiais e Métodos, as demais condições operacionais utilizadas estão descritas a seguir na Tabela 5.3.

TABELA 5.3: Condições operacionais utilizadas nos ensaios da Fase I.

Parâmetro	Valor
Inóculo	<i>inóculo I</i> (item 4.3.2.2)
Concentração da Água Residuária	2132 ± 76 mgDQO/L
Vazão de recirculação	5,1 ± 0,3 L/h
Velocidade superficial	0,159 ± 0,008 cm/s
Volume tratado	669 ± 58 mL
Operação de Descarga	Gravidade
Temperatura	30 ± 1 °C
Duração	28 dias
Tempos de operação	
Alimentação	6 min
Reação	465 min
Descarga	6 min

A Tabela 5.4 apresenta os valores médios e os respectivos desvios padrão dos parâmetros monitorados durante o operação do reator, cujos valores experimentais obtidos estão apresentados no Anexo III. Sendo  $C_{ST}$  a concentração de substrato total,  $C_{SF}$  a concentração de substrato filtrada, AV a concentração de ácidos

voláteis, AB a alcalinidade a bicarbonato, AI a alcalinidade intermediária e AP a alcalinidade parcial.

Na Figura 5.25, encontram-se apresentados os valores da concentração total e filtrada de substrato no efluente. A análise dos resultados de eficiência de remoção total e filtrada apresentados na Figura 5.26 são considerados relativamente baixos para processos anaeróbios com este tipo de substrato (ZAIAT et al., 1997) e indicam uma tendência de queda na eficiência com o decorrer dos ciclos, indicando que o reator não atingiu estabilidade nestas condições operacionais. A manutenção de valores altos da concentração dos ácidos voláteis no decorrer dos ciclos (Figura 5.27) reforça as conclusões anteriores evidenciadas na análise das eficiências, uma vez que indica a tendência de acidificação do reator. O aumento da concentração dos ácido voláteis no reator indica que ocorreu o desbalanceamento entre as etapas acidogênicas e metanogênicas do metabolismo anaeróbio. Três justificativas podem ser atribuídas a este desbalanceamento, sendo que podem ter ocorrido separadamente, ou mesmo simultaneamente:

- (a) o inóculo utilizado apresentava características microbiológicas não muito adequadas para o tipo de água residuária utilizada, acarretando no desbalanceamento da digestão, levando à falência do reator.
- (b) as características de rápida degradação da água residuária empregada ocasionaram um aumento na velocidade das reações acidogênicas, acarretando o acúmulo de ácidos no reator a níveis que inibiram a atividade metanogênica, levando ao desbalanceamento da biomassa e à falência do reator.

- (c) o emprego da recirculação ocasionou o desprendimento da biomassa e o conseqüente arraste da biomassa do interior do reator, ocasionando o desbalanceamento da biomassa, acúmulo de ácidos voláteis e a falência do reator.

A análise dos resultados obtidos no monitoramento dos sólidos no afluente e no efluente (Tabela 5.5) não apresentam nenhuma variação que possa indicar a ocorrência de arraste da biomassa, porém o desprendimento e conseqüente arraste pode ter ocorrido lenta e gradualmente, não sendo detectada pelo método de monitoramento empregado.

Diante das hipóteses levantadas partiu-se para uma nova partida do reator, Fase II, na tentativa de identificar e solucionar o problema.

TABELA 5.4: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator, durante os ensaios da FASE I.

Parâmetro	Afluente	Efluente
$C_{ST}$ (mgDQO/L)	$2132 \pm 76$	$1767 \pm 127$
$\epsilon_T$ (%)	-	$17 \pm 6$
$C_{SF}$ (mgDQO/L)	-	$1721 \pm 129$
$\epsilon_F$ (%)	-	$19 \pm 6$
AV (mg HAc/L)	$35 \pm 4,2$	$835 \pm 57$
AB (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	$1070 \pm 107$	$384 \pm 110$
AI/AP	$0,2 \pm 0,1$	$1,9 \pm 0,2$
pH	$8,8 \pm 0,3$	$6,7 \pm 0,1$

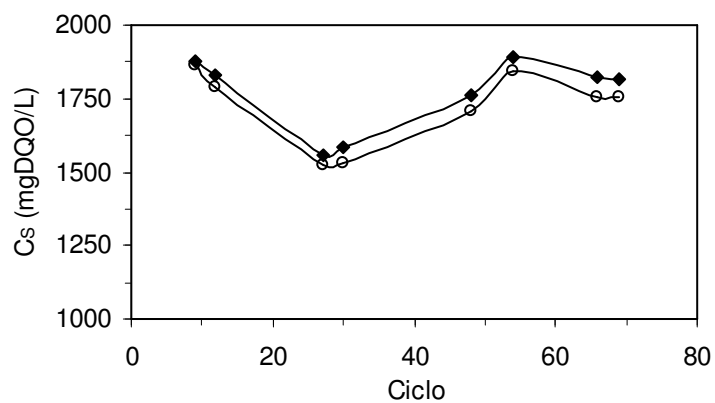


FIGURA 5.25: Concentração total ( $\blacklozenge$   $C_{ST}$ ) e filtrada ( $\circ$   $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, monitoradas durante os ensaios da FASE I.

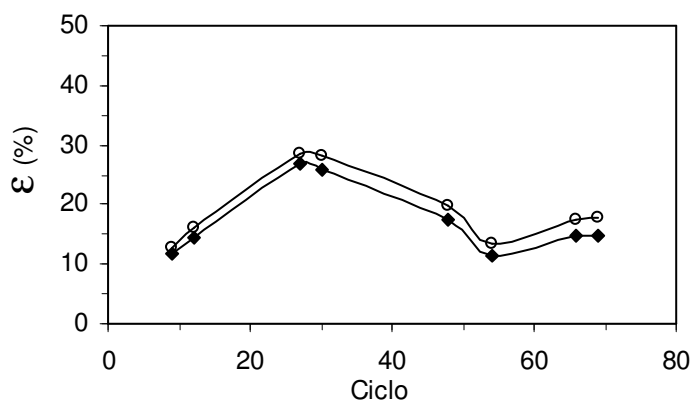


FIGURA 5.26: Eficiência de remoção de substrato total ( $\blacklozenge$   $\epsilon_T$ ) e filtrada ( $\circ$   $\epsilon_F$ ) no reator, monitoradas durante os ensaios da FASE I.

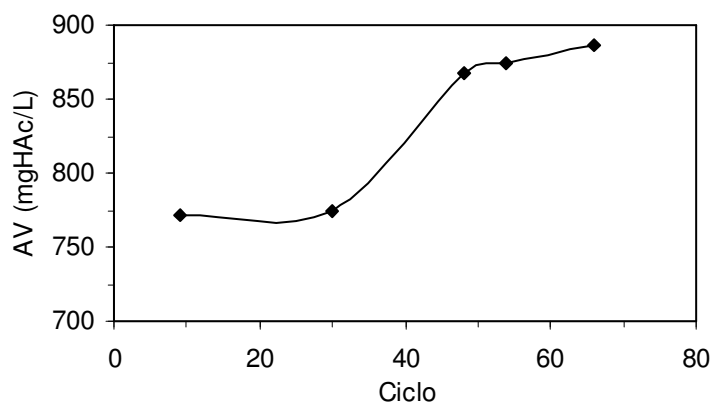


FIGURA 5.27: Concentração de Ácidos Voláteis no efluente, monitorada durante os ensaios da FASE I..

TABELA 5.5: Valores médios do monitoramento de sólidos no reator, durante os ensaios da FASE I.

Parâmetro	Afluente	Efluente
ST (mg/L)	3261 ± 154	2425 ± 163
SV (mg/L)	1238 ± 248	1224 ± 204
SST (mg/L)	104 ± 32	107 ± 28
SSV (mg/L)	58 ± 24	63 ± 30

### 5.2.2. FASE II

Nesta fase, diante das hipótese levantadas para a falência do reator na Fase I, optou-se por verificar a hipótese a (inóculo inadequado), assim o reator foi desmontado e uma nova partida foi realizada, utilizando-se um inóculo diferente, melhor adaptado, devido a sua origem, à altas concentrações de substrato. Além disto foi utilizada uma vazão de recirculação menor que a da fase anterior, para minimizar



o possível desprendimento da biomassa. A água residuária utilizada não foi esterilizada.

Desta forma as condições operacionais utilizadas nesta etapa estão descritas a seguir na Tabela 5.6.

TABELA 5.6: Condições operacionais utilizadas nos ensaios da Fase II.

Parâmetro	Valor
Inóculo	<i>inóculo II</i> (item 4.2.2.2)
Concentração da Água Residuária	2089 ± 20 mgDQO/L
Vazão de recirculação	2,97 ± 0,08 L/h
Velocidade superficial	0,093 ± 0,003 cm/s
Operação de Descarga	Gravidade
Volume tratado	776 ± 47 mL
Temperatura	30 ± 1 °C
Duração	17 dias
Tempos de operação	
Alimentação	6 min
Reação	465 min
Descarga	6 min

Os valores iniciais de eficiência de remoção total e filtrada obtidos nos primeiros dias de operação foram maiores que os obtidos na FASE I, indicando que o inóculo estava melhor adaptado à água residuária utilizada do que o inóculo utilizado na FASE I. Porém, os resultados seguintes apresentaram a mesma tendência da Fase I de diminuição na eficiência de remoção e aumento da concentração de ácidos voláteis, o que pode ser evidenciado nas Figuras 5.28 a 5.30, que apresentam, respectivamente, a concentração total e filtrada de substrato no efluente, a eficiência de remoção de substrato total e filtrada no reator e a concentração de ácidos voláteis

no efluente. Na Tabela 5.7 estão apresentados os valores médios dos parâmetros monitorados no reator, cujos valores experimentais obtidos estão apresentados no Anexo III.

Diante dos resultados obtidos concluiu-se que a deficiência não estava no inóculo utilizado e optou-se, então, por verificar a hipótese (b) levantada anteriormente, justificando o comportamento inadequado do reator por consequência das características de degradação da água residuária empregada. Desta forma optou-se por alterar a concentração da água residuária utilizada, passando a utilizar concentração quatro vezes menor. Os parâmetros operacionais continuaram os mesmos já apresentados na Tabela 5.6, a não ser pela concentração da água residuária, a qual apresentou o valor de  $523 \pm 6$  mgDQO/L.

A Tabela 5.9 indica os valores médios dos parâmetros monitorados no reator a partir da alteração da concentração da água residuária. Nas figuras 5.28 a 5.30 é possível identificar o momento da alteração e a mudança de comportamento do reator a partir de então.

Os resultados obtidos a partir da mudança de concentração do meio indicaram uma retomada no aumento da eficiência de remoção e queda na concentração de ácidos, indicando também que o reator atingiu a estabilidade, porém os valores atingidos ainda não são satisfatórios quando comparados aos resultados obtidos por ZAIAT et al. (1997), que utilizou a mesma composição da água residuária empregada neste trabalho.

A análise dos resultados obtidos no monitoramento dos sólidos no afluente e no efluente, antes e depois da alteração (Tabela 5.8 e 5.10) respectivamente, permitem a mesma conclusão da fase anterior, não sendo

identificada nenhuma variação que indique o arraste da biomassa, porém, da mesma forma, pode ter ocorrido arraste que não foi detectado pelo método de monitoramento empregado.

A partir destes resultados concluiu-se que a hipótese de rápida acidificação devido às características da água residuária estava correta, e devido aos baixos valores de eficiência atingidos concluiu-se que a biomassa foi sensivelmente comprometida pelos dias que ficou submetida a elevadas concentrações de ácidos; optou-se assim por efetuar uma nova partida do reator visando economizar tempo, uma vez que acredita-se que o reator poderia melhorar seu desempenho atingindo níveis satisfatórios, porém é difícil estimar o tempo necessário de operação.

TABELA 5.7: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator antes da alteração na concentração da água residuária, durante os ensaios da FASE II.

Parâmetro	Afluente	Efluente
$C_{ST}$ (mgDQO/L)	$2089 \pm 20$	$1619 \pm 118$
$\epsilon_T$ (%)	-	$20 \pm 6$
$C_{SF}$ (mgDQO/L)	-	$1602 \pm 128$
$\epsilon_F$ (%)	-	$23 \pm 6$
AV (mg HAc/L)	$67 \pm 3$	$806 \pm 75$
AB (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	$1164 \pm 24$	$572 \pm 103$
AI/AP	$0,6 \pm 0,2$	$2,8 \pm 0,9$
pH	$7,8 \pm 0,2$	$6,4 \pm 0,4$

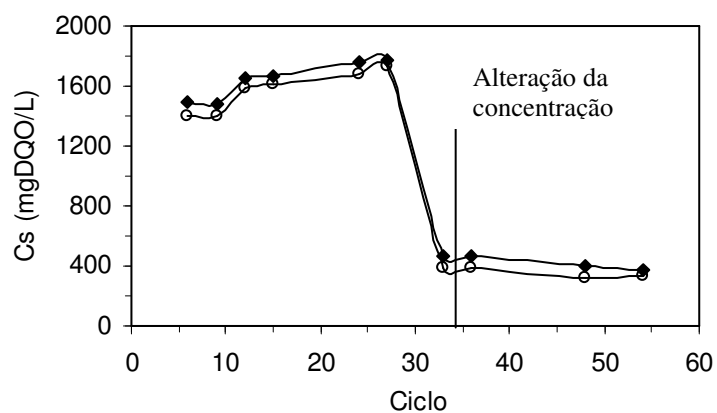


FIGURA 5.28: Concentração total ( $\blacklozenge C_{ST}$ ) e filtrada ( $\circ C_{SF}$ ) de substrato no efluente, monitoradas durante os ensaios da FASE II.

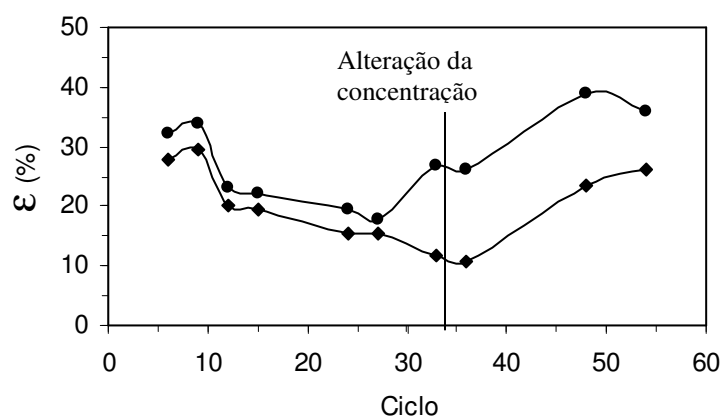


FIGURA 5.29: Eficiência de remoção de substrato total ( $\blacklozenge \epsilon_T$ ) e filtrada ( $\circ \epsilon_F$ ) no reator, monitoradas durante os ensaios da FASE II.

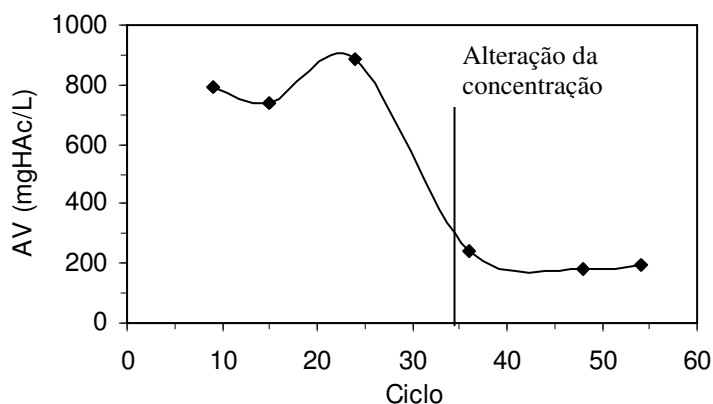


FIGURA 5.30: Concentração de Ácidos Voláteis no efluente, monitorada durante os ensaios da FASE II.

TABELA 5.8: Valores médios do monitoramento de sólidos no reator antes da alteração na concentração da água residuária, durante os ensaios da FASE II.

Parâmetro	Afluente	Efluente
ST (mg/L)	3259 ± 89	2363 ± 338
SV (mg/L)	2038 ± 62	1145 ± 33
SST (mg/L)	34 ± 14	109 ± 41
SSV (mg/L)	26 ± 11	109 ± 30

TABELA 5.9: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator após a alteração na concentração da água residuária, durante os ensaios da FASE II.

Parâmetro	Afluente	Efluente
$C_{ST}$ (mgDQO/L)	523 ± 6	427 ± 45
$\epsilon_T$ (%)	-	18 ± 8
$C_{SF}$ (mgDQO/L)	-	354 ± 37
$\epsilon_F$ (%)	-	32 ± 7
AV (mg Hac/L)	26 ± 1	211 ± 42
AB (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	295 ± 4	165 ± 40
Al/AP	0,6 ± 0,2	1,5 ± 1,2
pH	7,8 ± 0,5	6,6 ± 0,0

TABELA 5.10: Valores médios do monitoramento de sólidos no reator após a alteração na concentração da água residuária, durante os ensaios da FASE II.

Parâmetro	Afluente	Efluente
ST (mg/L)	1202	934
SV (mg/L)	992	172
SST (mg/L)	34	76
SSV (mg/L)	10	52

O monitoramento dos sólidos, para esta condição, só foi realizado uma vez devido a complicações operacionais.

### 5.2.3. FASE III

A partir dos resultados obtidos na fase anterior foi determinado utilizar a água residuária com concentração próxima de 500 mgDQO/L, sendo que durante esta fase a água residuária também não foi esterilizada. O inóculo escolhido para esta nova partida foi o *inóculo I*, o mesmo utilizado na Fase I. Esta opção foi feita a partir dos resultados obtidos na análise microbiológica realizada para os dois inóculos. A Figura 5.31 mostra que o *inóculo I* apresenta maior fluorescência, indício da presença de microrganismos metanogênicos, como também apresenta maior variedade e quantidade de espécies de organismos do que o observado no *inóculo II*, Figura 5.32. Além disto, este mesmo lodo, *inóculo I*, foi utilizado por RATUSZNEI et al. (2000) apresentando bons resultados de eficiência de remoção, comprovando a qualidade do lodo.

Por sua vez as condições operacionais empregadas nesta fase estão apresentadas na Tabela 5.11.

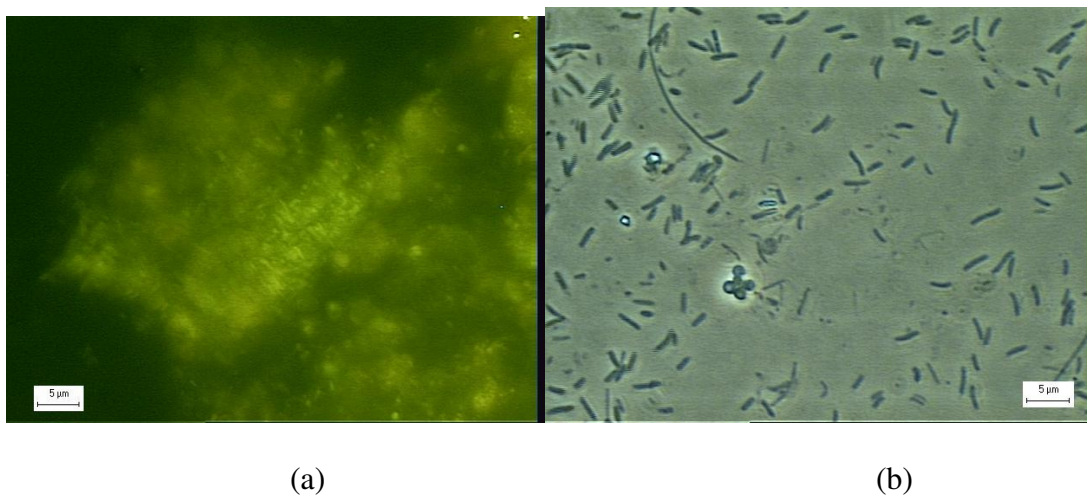


FIGURA 5.31: Resultado da análise microbiológica do *inóculo I*, apresentando microrganismos com forte fluorescência (a) , cocos, bacilos curvos e retos e filamentosas(b) (400X).

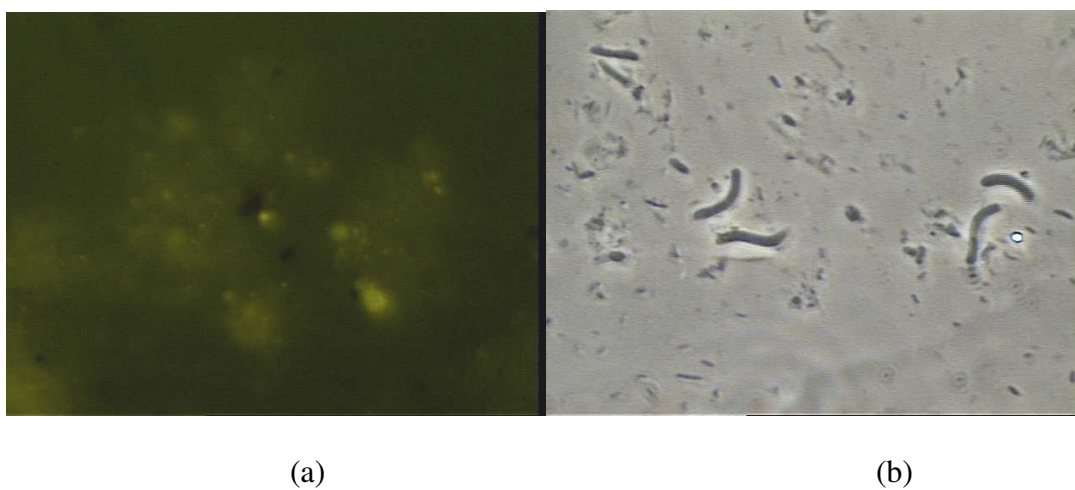


FIGURA 5.32: Resultado da análise microbiológica do *inóculo II*, apresentando microrganismos com pouca fluorescência (a) , poucos cocos e alguns bacilos curvos (b) (400X).

TABELA 5.11: Condições operacionais utilizadas nos ensaios da Fase

III.

Parâmetro	Valor
Inóculo	<i>inóculo I</i> (item 4.2.2.2)
Concentração da Água Residuária	521 ± 21 mgDQO/L
Vazão de recirculação	3,02 ± 0,06 L/h
Velocidade superficial	0,095 ± 0,002 cm/s
Operação de Descarga	Gravidade
Volume tratado	621 ± 42 mL
Temperatura	30 ± 1 °C
Duração	50 dias
Tempos de operação	
Alimentação	6 min
Reação	465 min
Descarga	6 min

Os valores médios dos parâmetros monitorados no reator estão apresentados na Tabela 5.12. A Figura 5.33 apresenta os valores monitorados da concentração total e filtrada de substrato no efluente, na Figura 5.34 estão apresentados os valores da eficiência de remoção de substrato total e filtrada no reator e, a concentração de ácidos voláteis no efluente é mostrada na Figura 5.35. Os valores experimentais obtidos estão apresentados no Anexo III.

A observação destes resultados mostram que o reator apresentou, nos primeiros dias de operação, um bom e crescente desempenho de remoção de substrato e queda na concentração de ácidos voláteis, indicando que a hipótese de acidificação pela rápida degradação da água residuária estava correta.

Porém, a partir do 18<sup>o</sup> ciclo, a eficiência de remoção começou a apresentar bastante oscilação e tendência de queda, ao mesmo tempo, a concentração de ácidos voláteis começou a aumentar, indicando acúmulo de ácidos no reator e



provável desbalanceamento das etapas acidogênicas e metanogênicas. Os resultados obtidos com o monitoramento da composição do biogás gerado, apresentados na Figura 5.36, indicam também a ocorrência do desbalanceamento, uma vez que foi possível observar queda na porcentagem de metano no biogás. Nas análises do biogás foram medidas apenas as concentrações de metano e dióxido de carbono, não sendo consideradas outros prováveis compostos, desta forma os resultados são apresentados admitindo-se que o biogás é composto apenas por metano e dióxido de carbono.

Apesar dos resultados do monitoramento de sólidos no reator, apresentados na Tabela 5.13, não indicarem a ocorrência de considerável arraste da biomassa, foi possível identificar visualmente que estava ocorrendo lavagem da biomassa no reator. A Figura 5.37 mostra a comparação entre a aparência da espuma no reator no ciclo 96<sup>o</sup> e a aparência de outro reator contendo biomassa anaeróbia imobilizada em espuma de poliuretano, 15 dias após a inoculação. O arraste foi então atribuído à elevada velocidade superficial, aproximadamente 1,9 cm/s, à qual o reator era submetido durante a operação de descarga por gravidade, sendo assim, a operação foi modificada e a descarga passou a ser realizada com o auxílio de uma bomba de diafragma, controlando, desta forma, a velocidade superficial em aproximadamente 0,15 cm/s.

A partir da mudança do modo de descarga, o reator apresentou uma sensível melhora no desempenho, o que pode ser observado na Figura 5.34, e visualmente não apresentou mais mudanças, isto é, não foi identificado visualmente maior arraste que o identificado anteriormente, sendo assim concluiu-se que não estava mais ocorrendo o arraste da biomassa.

Neste momento do trabalho, ciclo 96, uma vez que havia disponível um outro reator idêntico ao que estava sendo utilizado, foi dada partida em um novo reator, inicialmente em operação sem recirculação, para verificar se as mudanças operacionais até aqui empregadas realmente garantiam uma operação eficiente e estável do reator. Desta forma as bombas de carga e descarga foram compartilhadas na operação dos dois reatores. A Tabela 5.14 mostra os parâmetros de operação enquanto os reatores foram operados em conjunto.

TABELA 5.12: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator, durante os ensaios da FASE III.

Parâmetro	Afluente	Efluente
$C_{ST}$ (mgDQO/L)	$521 \pm 21$	$247 \pm 50$
$\epsilon_T$ (%)	-	$56 \pm 9$
$C_{SF}$ (mgDQO/L)	-	$226 \pm 41$
$\epsilon_F$ (%)	-	$52 \pm 10$
AV (mg HAc/L)	$52 \pm 4$	$166 \pm 25$
AB (mg $\text{CaCO}_3$ /L)	$286 \pm 2$	$306 \pm 97$
AI/AP	$0,4 \pm 0,1$	$0,8 \pm 0,3$
pH	$7,5 \pm 0,0$	$6,9 \pm 0,2$

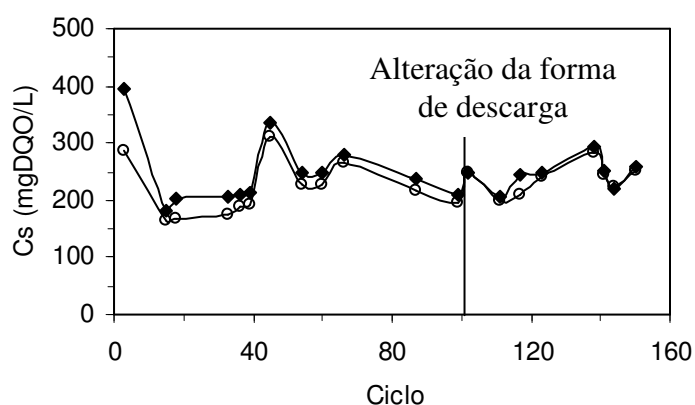


FIGURA 5.33: Concentração total ( $\blacklozenge$   $C_{ST}$ ) e filtrada ( $\circ$   $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, monitoradas durante os ensaios da FASE III.

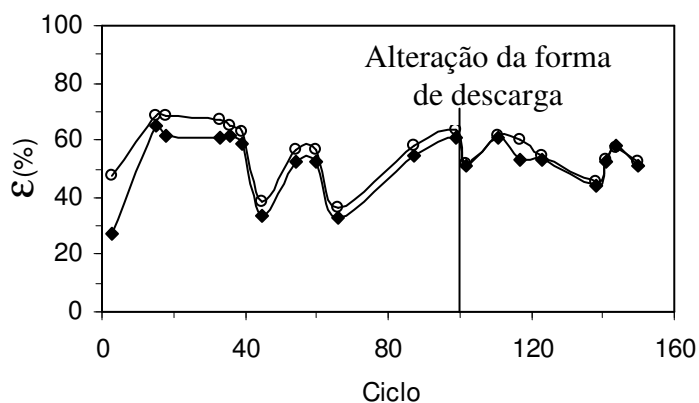


FIGURA 5.34: Eficiência de remoção de substrato total ( $\blacklozenge$   $\epsilon_T$ ) e filtrada ( $\circ$   $\epsilon_F$ ) no reator, monitoradas durante os ensaios da FASE III.

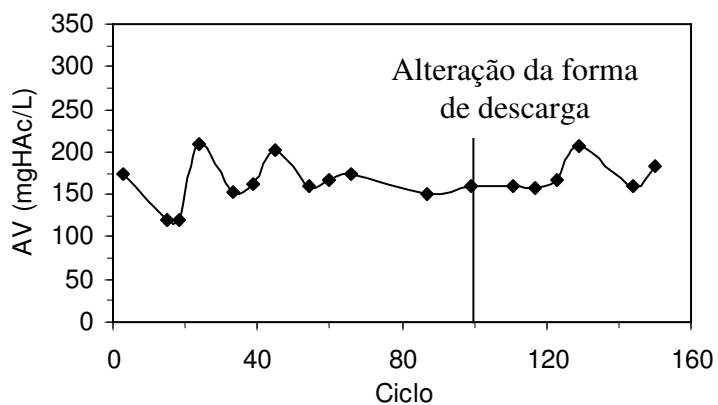


FIGURA 5.35: Concentração de Ácidos Voláteis no efluente, monitorada durante os ensaios da FASE III.

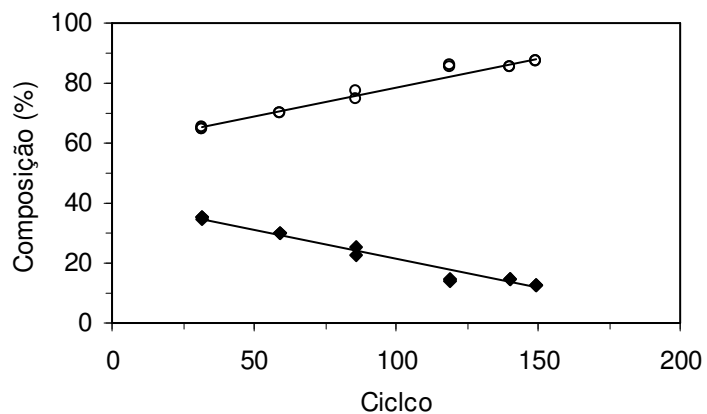


FIGURA 5.36: Composição do biogás gerado, monitorada durante os ensaios da FASE III. (◆ Metano, ○ Dióxido de Carbono)

TABELA 5.13: Valores médios do monitoramento de sólidos no reator, durante os ensaios da FASE II.

Parâmetro	Afluente	Efluente
ST (mg/L)	1186 ± 306	861 ± 116
SV (mg/L)	790 ± 219	385 ± 54
SST (mg/L)	35 ± 9	39 ± 16
SSV (mg/L)	21 ± 9	26 ± 14



(a)

(b)

FIGURA 5.37: Fotografias para comparação entre a aparência da espuma na FASE III no ciclo 96 (a) e a aparência de outro reator 15 dias após a inoculação (b).

TABELA 5.14: Condições operacionais utilizadas nos ensaios da Fase III, quando foram operados dois reatores simultaneamente.

Parâmetro		Valor
Operação de Descarga		Bomba de diafragma
Tempos de operação	Alimentação	14 min
	Reação	456 min
	Descarga	7 min

As três fases operacionais aqui descritas permitem a obtenção de dados operacionais importantes e o estabelecimento de certos limites operacionais para o tipo de reator estudado. A utilização de água residuária de alta carga orgânica e fácil degradação pode resultar em problemas operacionais em sistemas em batelada

anaeróbia conforme indicado por ANGENENT & DAGUE (1995) e BAGLEY & BRODKORB (1999). a rápida acidificação, resultando em altas concentrações de ácidos voláteis, pode resultar em inibição moderada ou severa da metanogênese.

A velocidade superficial de líquido empregada na recirculação, na alimentação e na descarga do reator pode afetar negativamente o processo ao promoverem arraste considerável de biomassa do suporte. Principalmente no início da operação, quando a biomassa está apenas fisicamente aderida á espuma de poliuretano (VARESCHE et al. 1997), portanto o emprego de altas velocidades superficiais deve ser evitado.

### 5.3. AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE SUPERFICIAL NO DESEMPENHO DO REATOR

Como citado anteriormente, os ensaios para a avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator, foram iniciados durante a realização da Fase III. O inóculo utilizado nesta nova etapa foi o *inóculo III* (abatedouro de aves), uma vez que não havia mais *inóculo I* (indústria alimentícia) disponível. A análise microbiológica realizada antes da partida do reator apresentou forte fluorescência, indicando a presença de grande número de microrganismos metanogênicos, e foi identificado também grande variedade e quantidade de espécies, creditando boa qualidade ao lodo anaeróbio.

Inicialmente o reator foi operado sem recirculação para evitar o possível arraste da biomassa, e a descarga do reator foi realizada com o emprego de bomba de diafragma, de acordo com o indicado pelos resultados da Fase III, garantindo condições para a imobilização eficiente da biomassa. Posteriormente foram aplicadas velocidades superficiais de recirculação variando aproximadamente de 0,03 a 0,30 cm/s. Os resultados obtidos na determinação do regime de escoamento, que caracterizaram o escoamento no leito como sendo o de um reator pistonado, garante que a velocidade superficial foi aproximadamente uniforme em todo o leito, assegurando que as alterações no desempenho para as diferentes velocidades é consequência do comportamento cinético do sistema e não de anomalias no escoamento.

A Tabela 5.15 apresenta as condições operacionais utilizadas no ensaio sem recirculação e também nos ensaios com velocidade superficial crescente; a água residuária utilizada, nesta etapa, não foi esterilizada. Nesta Tabela  $v_S$  é a velocidade superficial,  $Q_R$  é a vazão de recirculação,  $C_{SA}$  é a concentração de substrato no afluente e  $V_{TR}$  é o volume de água residuária tratado.

TABELA 5.15: Condições operacionais utilizadas nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

$v_S$ (cm/s)	$Q_R$ (L/h)	$C_{SA}$ (mgDQO/L)	$V_{TR}$ (ml)	Duração (dias)	Tempos de Operação (min)		
					Alimentação	Reação	Descarga
0	0	$522 \pm 9$	$271 \pm 23$	51	4	464	9
$0,034 \pm 0,002$	$1,08 \pm 0,07$	$518 \pm 21$	$346 \pm 8$	20	5	463	9
$0,094 \pm 0,002$	$2,99 \pm 0,06$	$521 \pm 8$	$441 \pm 24$	19	5	463	9
$0,188 \pm 0,006$	$6,00 \pm 0,18$	$537 \pm 8$	$462 \pm 9$	19	5	463	9
$0,310 \pm 0,005$	$9,88 \pm 0,16$	$526 \pm 15$	$475 \pm 74$	24	6	462	9

As Tabelas 5.16 a 5.18 apresentam os valores médios dos parâmetros monitorados no reator, as Figuras 5.38 a 5.42 apresentam os valores de concentração total e filtrada de substrato no efluente, as Figuras 5.43 a 5.47 mostram os valores da eficiência de remoção de substrato total e filtrada no reator e, os valores médios do monitoramento de sólidos no reator são mostrados nas Tabelas 5.19 e 5.20, para cada uma das condições operacionais estudadas. Os valores experimentais obtidos estão apresentados no Anexo IV.



Na Tabela 5.21 estão apresentados os valores da composição relativa do biogás gerado, e as Figuras 5.48 a 5.52 apresentam os perfis da fração molar de metano no biogás ( $Y_{\text{metano}}$ ) ao longo do tempo, admitindo-se que o biogás é composto apenas por metano e dióxido de carbono, como já foi discutido anteriormente. Não foi possível determinar a quantidade de biogás gerada, uma vez que o gás ficou retido no leito de espuma, deslocando uma porção de líquido para o reservatório lateral, não ocasionando, assim, o deslocamento esperado da coluna do gasômetro. O comportamento adverso do perfil para condição sem recirculação, Figura 5.48, se deve a erros experimentais, uma vez que antes de iniciar o ensaio não foi circulado nitrogênio na região de acúmulo de gás do reator, fazendo com que o gás armazenado do ciclo anterior interferisse nas medidas.

A análise dos resultados obtidos indica que o reator apresentou desempenho satisfatório e boa estabilidade, apresentando relativamente altas eficiências (ZAIAT et al.,1997) para todas as condições estudadas, a menos da operação com velocidade superficial de recirculação de 0,30 cm/s. Os resultados obtidos para esta condição indicam que o sistema não atingiu estabilidade. Este fato pode ser explicado pois, nesta condição, ocorreu grande compactação do leito, sendo necessário, durante o período de operação, desmontar o reator por duas vezes para realizar a descompactação do leito. Por sua vez, esta operação acarretou o despreendimento de quantidade significativa de sólidos, o que casou grande variação na medida da concentração de substrato total, que pode ser constatado na Figura 5.42. A Figura 5.53 mostra uma fotografia do leito compactado. Foi identificado nesta condição a formação e acúmulo de quantidade relativamente grande de

polímero extracelular, a qual pode estar relacionada com a compactação, a Figura 5.54 ilustra o acúmulo do polímero no reator.

Ao final da operação com 0,09 cm/s também foi identificado a ocorrência de compactação do leito, porém em proporção muito menor que a ocorrida na condição de 0,30 cm/s, mesmo assim, antes da alteração da condição operacional o reator foi desmontado e o leito descompactado.

A comparação entre os resultados obtidos para a condição sem recirculação e para as demais condições com recirculação indica um melhor desempenho do reator na remoção de substrato quando empregada a recirculação, uma vez que a eficiência alcançada nos ensaios com recirculação foram significativamente maiores que no ensaio sem recirculação. Os resultados ainda mostram que a estabilidade do reator foi mantida quando empregada a recirculação, indicando que a recirculação não causou arraste da biomassa.

TABELA 5.16: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

$v_s$ (cm/s)	Afluente	Efluente		$\epsilon_T(\%)$	$\epsilon_F(\%)$
	$C_{ST}$ (mgDQO/L)	$C_{ST}$ (mgDQO/L)	$C_{SF}$ (mgDQO/L)		
0	522 ± 9	87 ± 18	75 ± 16	83 ± 3	86 ± 3
0,034 ± 0,002	518 ± 21	25 ± 2	22 ± 2	95 ± 1	96 ± 1
0,094 ± 0,002	521 ± 8	35 ± 24	23 ± 14	95 ± 5	96 ± 3
0,188 ± 0,006	537 ± 8	36 ± 3	25 ± 5	93 ± 1	95 ± 1
0,310 ± 0,005	526 ± 15	34 ± 18	23 ± 8	94 ± 4	96 ± 2

TABELA 5.17: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator para o afluente durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

$v_s$ (cm/s)	AV (mgHAc/L)	AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	AI/AP	pH
0	46 ± 8	283 ± 10	0,48 ± 0,13	7,4 ± 0,1
0,034 ± 0,002	47 ± 8	285 ± 14	0,27 ± 0,08	7,7 ± 0,1
0,094 ± 0,002	47 ± 4	295 ± 8	0,35 ± 0,06	7,7 ± 0,1
0,188 ± 0,006	51 ± 5	292 ± 24	0,43 ± 0,05	7,6 ± 0,1
0,310 ± 0,005	53 ± 8	278 ± 5	0,39 ± 0,04	7,6 ± 0,1

TABELA 5.18: Valores médios dos parâmetros monitorados no reator para o efluente durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

$v_s$ (cm/s)	AV (mgHAc/L)	AB (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	AI/AP	pH
0	74 ± 21	372 ± 34	0,6 ± 0,3	6,7 ± 0,2
0,034 ± 0,002	45 ± 14	375 ± 18	0,3 ± 0,1	7,3 ± 0,1
0,094 ± 0,002	53 ± 6	390 ± 10	0,4 ± 0,1	7,1 ± 0,1
0,188 ± 0,006	62 ± 10	370 ± 13	0,4 ± 0,1	7,0 ± 0,1
0,310 ± 0,005	62 ± 19	356 ± 21	0,4 ± 0,1	7,1 ± 0,2

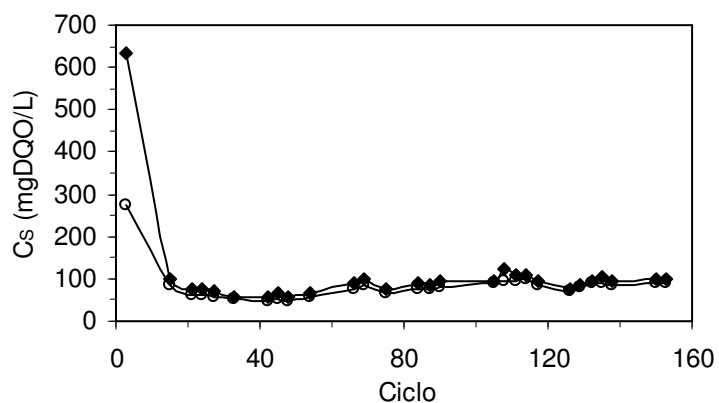


FIGURA 5.38: Concentração total ( $\blacklozenge$   $C_{ST}$ ) e filtrada ( $\circ$   $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, para a condição sem recirculação, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

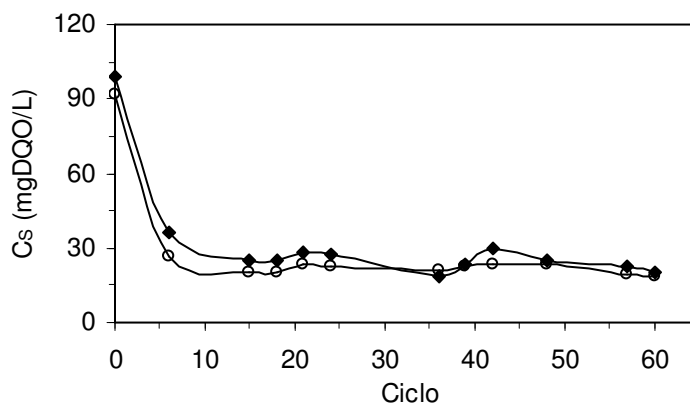


FIGURA 5.39: Concentração total ( $\blacklozenge$   $C_{ST}$ ) e filtrada ( $\circ$   $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,03 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

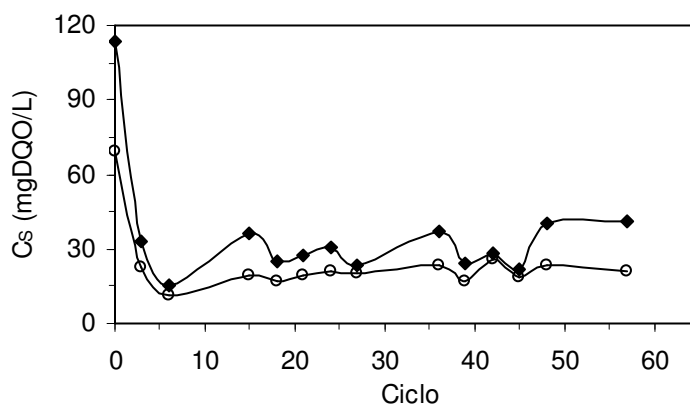


FIGURA 5.40: Concentração total ( $\blacklozenge$   $C_{ST}$ ) e filtrada ( $\circ$   $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, para a condição com e velocidade superficial de recirculação de 0,09 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

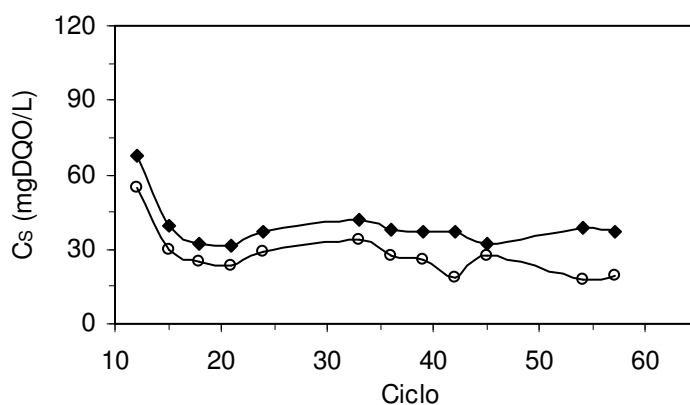


FIGURA 5.41: Concentração total ( $\blacklozenge$   $C_{ST}$ ) e filtrada ( $\circ$   $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,19 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

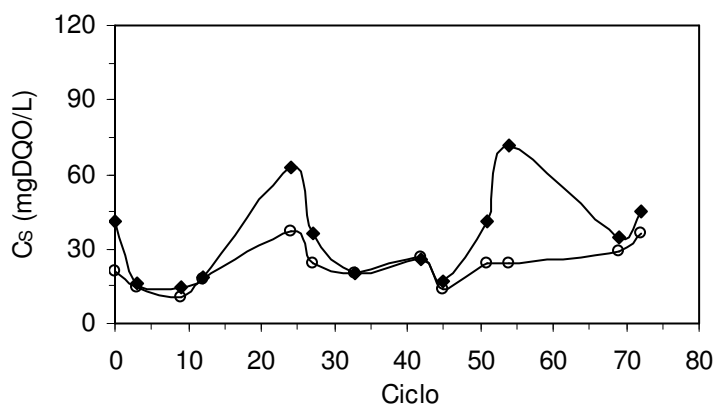


FIGURA 5.42: Concentração total (  $\blacklozenge$   $C_{ST}$ ) e filtrada (  $\circ$   $C_{SF}$ ) de substrato no efluente, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,30 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

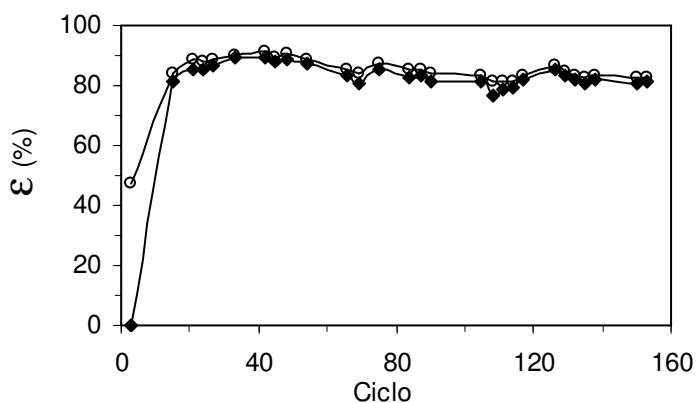


FIGURA 5.43: Eficiência de remoção de substrato total(  $\blacklozenge$   $E_T$ ) e filtrada (  $\circ$   $E_F$ ) no reator, para a condição sem recirculação, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

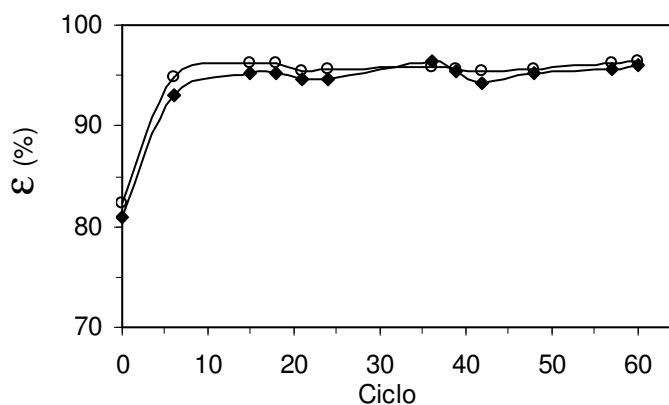


FIGURA 5.44: Eficiência de remoção de substrato total( $\blacklozenge \epsilon_T$ ) e filtrada ( $\circ \epsilon_F$ ) no reator, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,03 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

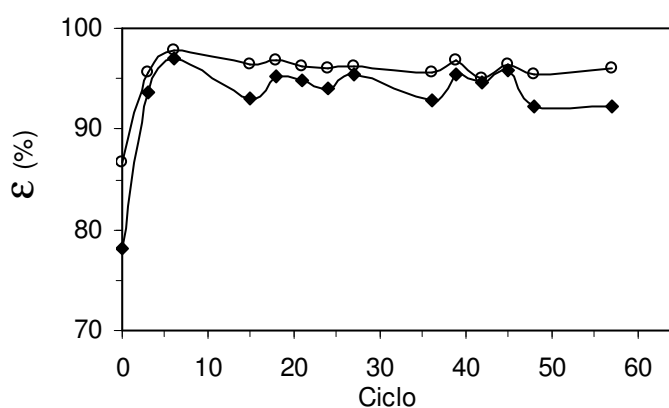


FIGURA 5.45: Eficiência de remoção de substrato total( $\blacklozenge \epsilon_T$ ) e filtrada( $\circ \epsilon_F$ ) no reator, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,09 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

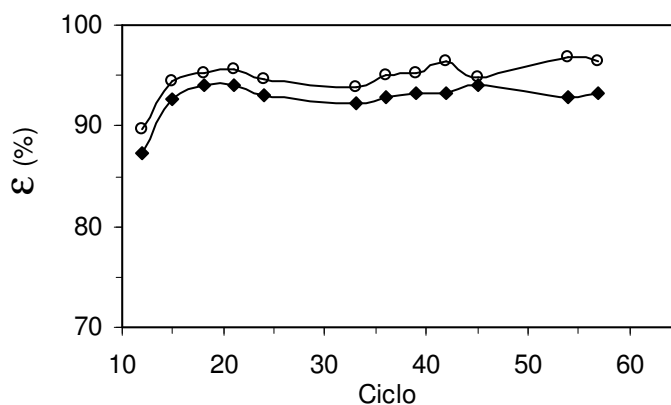


FIGURA 5.46: Eficiência de remoção de substrato total ( $\blacklozenge \epsilon_T$ ) e filtrada ( $\circ \epsilon_F$ ) no reator, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,19 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

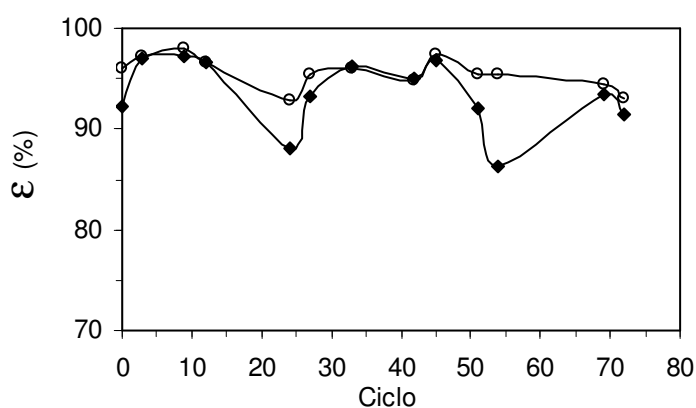


FIGURA 5.47: Eficiência de remoção de substrato total ( $\blacklozenge \epsilon_T$ ) e filtrada ( $\circ \epsilon_F$ ) no reator, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,300 cm/s, monitoradas durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.



TABELA 5.19: Valores médios do monitoramento de sólidos no afluente, durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

$v_s$	ST	SV	SST	SSV
(cm/s)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)
0	1092 ± 83	727 ± 97	30 ± 13	15 ± 7
0,034 ± 0,002	1096 ± 29	707 ± 42	33 ± 15	8 ± 5
0,094 ± 0,002	1011 ± 119	636 ± 82	51 ± 2	22 ± 13
0,188 ± 0,006	1036 ± 63	692 ± 85	41 ± 14	20 ± 15
0,3010 ± 0,005	1025 ± 82	647 ± 69	39 ± 15	17 ± 9

TABELA 5.20: Valores médios do monitoramento de sólidos no efluente, durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

$v_s$	ST	SV	SST	SSV
(cm/s)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)
0	731 ± 90	353 ± 81	31 ± 9	18 ± 7
0,034 ± 0,002	687 ± 37	284 ± 23	30 ± 18	14 ± 6
0,094 ± 0,002	728 ± 28	339 ± 34	41 ± 21	18 ± 18
0,188 ± 0,006	713 ± 115	438 ± 47	48 ± 21	24 ± 17
0,3010 ± 0,005	791 ± 47	412 ± 36	34 ± 14	15 ± 14

TABELA 5.21: Valores monitorados da composição relativa do biogás, durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

$v_s$ (cm/s)	Composição (% Molar)	
	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>
0	0,63 ± 0,12	0,307 ± 0,12
0,034 ± 0,002	0,52 ± 0,04	0,48 ± 0,04
0,094 ± 0,002	0,51 ± 0,04	0,49 ± 0,04
0,188 ± 0,006	0,52 ± 0,03	0,48 ± 0,03
0,3010 ± 0,005	0,51 ± 0,05	0,49 ± 0,05

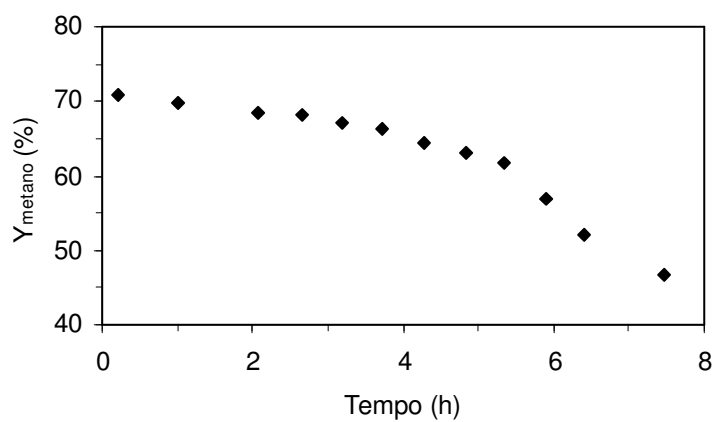


FIGURA 5.48: Perfil de composição do biogás ao longo do tempo, para a condição sem recirculação, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

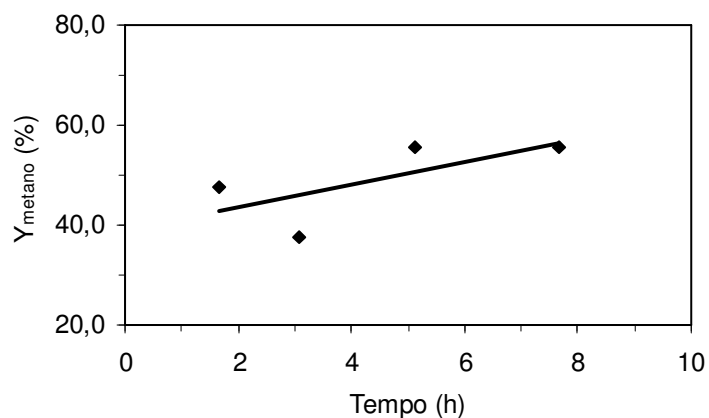


FIGURA 5.49: Perfil de composição do biogás ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,03 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

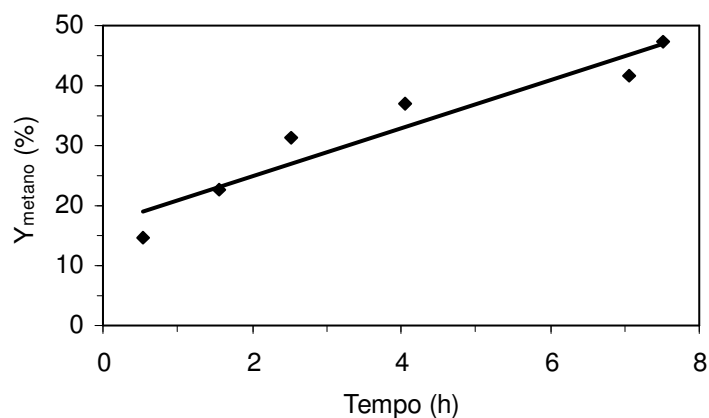


FIGURA 5.50: Perfil de composição do biogás ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,09 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

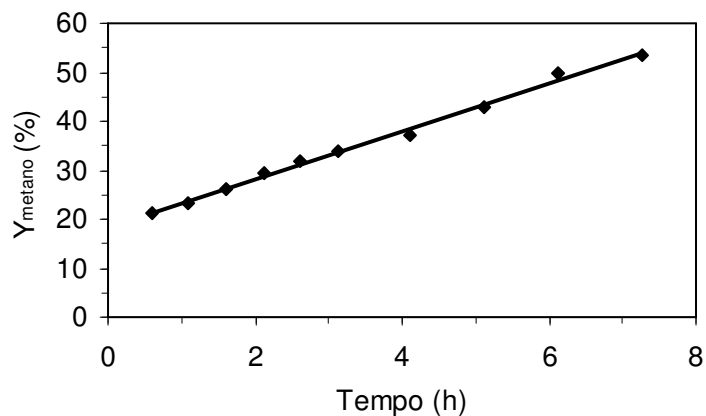


FIGURA 5.51: Perfil de composição do biogás ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,19 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

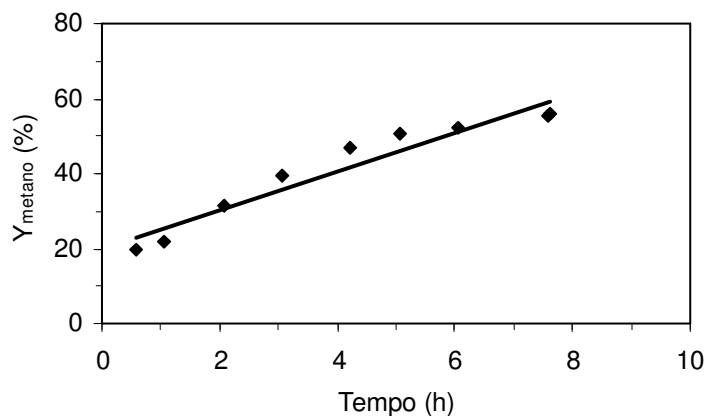


FIGURA 5.52: Perfil de composição do biogás ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,300 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

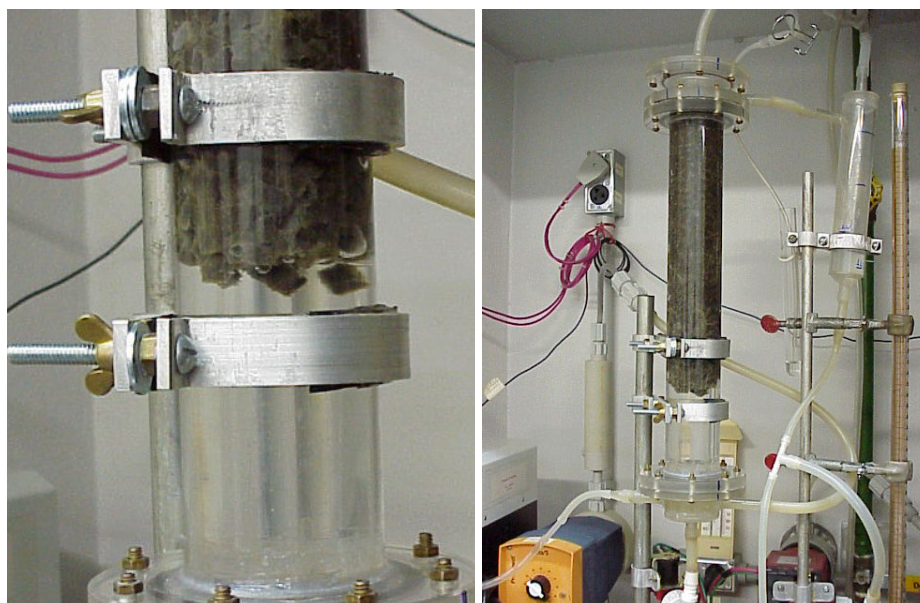


FIGURA 5.53: Fotografia do leito de espuma de poliuretano compactado na operação com velocidade superficial de recirculação de 0,300 cm/s nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.



(a)

(b)

FIGURA 5.54: Fotografia para comparação do acúmulo de polímero no reator na operação com velocidade superficial de recirculação de 0,30 cm/s (a) e com 0,03 cm/s (b) nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Os valores dos parâmetros monitorados nas diversas etapas de operação do reator indicam que não houve variação significativa de desempenho quando a velocidade superficial foi aumentada. A eficiência de remoção de DQO foi semelhante em todos os experimentos, bem como a AV no efluente. A geração de alcalinidade a bicarbonato em todas as condições operacionais indicam boa estabilidade do processo. Tal estabilidade pode ser confirmada pelos valores praticamente constantes obtidos para a relação AI/AP e para o pH no efluente do sistema (Tabela 5.18)

No entanto, valores de parâmetros monitorados no afluente e efluente não são adequados para uma avaliação precisa da influência da velocidade superficial de recirculação no desempenho do reator. Uma avaliação mais rigorosa da possível influência de  $v_s$  sobre a eficiência do sistema pode ser obtida através da análise dos perfis de conversão ou de concentração de substrato ao longo de um ciclo (8 horas). Dessa forma, as velocidades de conversão podem ser obtidas, indicando se há influência da resistência à transferência de massa na fase líquida sobre o processo global de conversão de matéria orgânica.

Os perfis dinâmicos de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo para cada uma das condições operacionais estudadas, são apresentados nas Figuras 5.55 a 5.59. O modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos perfis, considerando-se a existência de uma concentração residual de substrato, representada por  $C_{Sresid}$ , definida como a concentração de substrato no reator quando a velocidade de consumo do substrato ( $r_s$ ) for nula. Esta concentração residual é consequência do método utilizado para a medida da concentração do substrato ter sido realizado através da medida da DQO.

A equação (5.1) representa o modelo empregado, na qual  $r_{\text{Sobs}}$  é a velocidade de utilização de substrato observada,  $C_S$  é a concentração de substrato no reator e  $K_1^{\text{app}}$  é o parâmetro cinético de primeira ordem aparente.

$$r_{\text{Sobs}} = -\frac{dC}{dt} = K_1^{\text{app}}(C_S - C_{\text{Sresid}}) \quad (5.1)$$

Por fim, através de um ajuste não linear, utilizando o método de Levenberg-Marquardt (PRESS et al. 1986), foi possível determinar o parâmetro  $K_1^{\text{app}}$  para as diferentes condições operacionais, possibilitando a avaliação do desempenho do reator operado a diferentes velocidades superficiais. A Tabela 5.21 apresenta os valores obtidos dos parâmetros do modelo, os coeficientes de correlação dos ajustes e os valores experimentais das concentrações inicial e residual de substrato no reator,  $C_{\text{So}}$ , e  $C_{\text{Sresid}}$ . O  $C_{\text{So}}$ , e  $C_{\text{Sresid}}$  foram considerados parâmetros do modelo pois desta forma permitiram um melhor ajuste dos resultados obtidos. A Figura 5.60 permite visualizar a variação do o parâmetro  $K_1^{\text{app}}$  em função da velocidade superficial  $v_s$ .

A confrontação dos resultados experimentais com o modelo ajustado foi realizado através do cálculo dos desvios percentuais dos pontos experimentais em relação aos teóricos ( $\Delta C$ ), os quais estão apresentados na Figura 5.61.

Conforme hipótese inicial, os resultados obtidos para o  $K_1^{\text{app}}$  permitem constatar que a velocidade superficial de líquido no leito influencia sensivelmente a velocidade de conversão da matéria orgânica no reator. O aumento da velocidade de recirculação diminuiu a resistência à transferência de massa na fase líquida, ocasionando um aumento na velocidade de consumo do substrato, um aumento de 115% no parâmetro cinético aparente foi observado quando  $v_s$  foi aumentado de 0,03 para 0,19 cm/s.

No entanto, o aumento de  $v_s$  está limitado por aspectos operacionais. A compactação do leito a altas  $v_s$  resulta em queda das velocidades de reação e na impossibilidade de operação devido ao aumento excessivo de perda de carga no leito. Essa condição foi observada quando se empregou de 0,300 cm/s ( $Q=10L/h$ ).

Estudos posteriores devem ser realizados a fim de se estabelecer a faixa adequada para a operação deste tipo de reator, evitando problemas operacionais que resultem na queda de eficiência e até na inviabilização da operação.

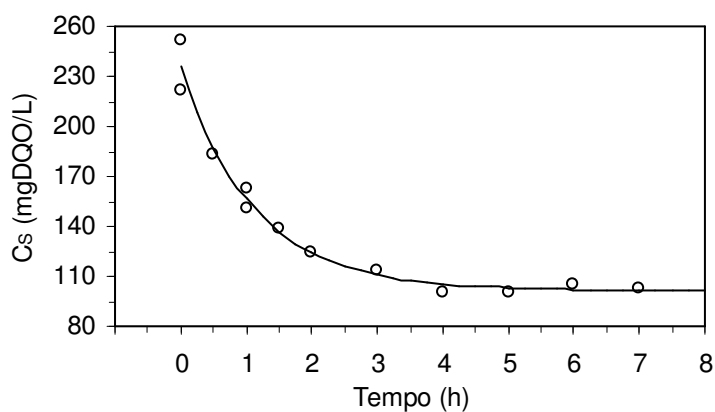


FIGURA 5.55: Perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, para a condição sem recirculação, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. ( ○ pontos experimentais; — modelo de 1ª ordem com residual)



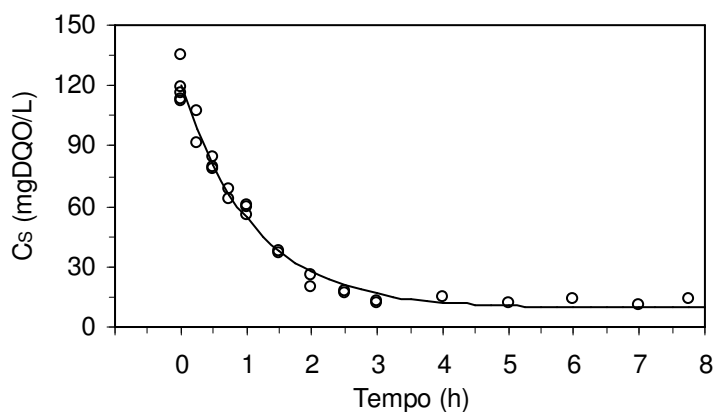


FIGURA 5.56: Perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,03 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. (○ pontos experimentais; — modelo de 1ª ordem com residual)

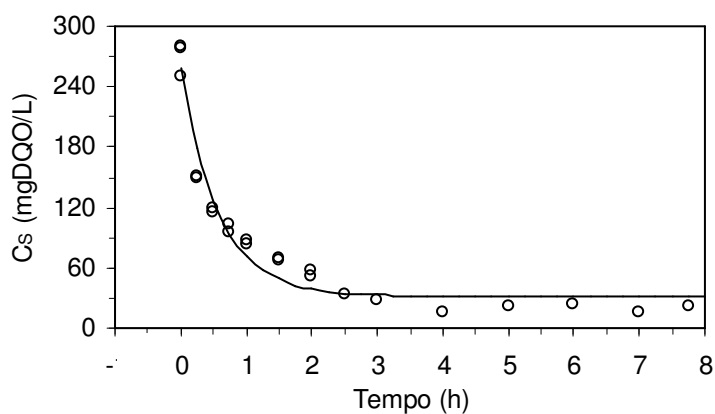


FIGURA 5.57: Perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,09 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. (○ pontos experimentais; — modelo de 1ª ordem com residual)

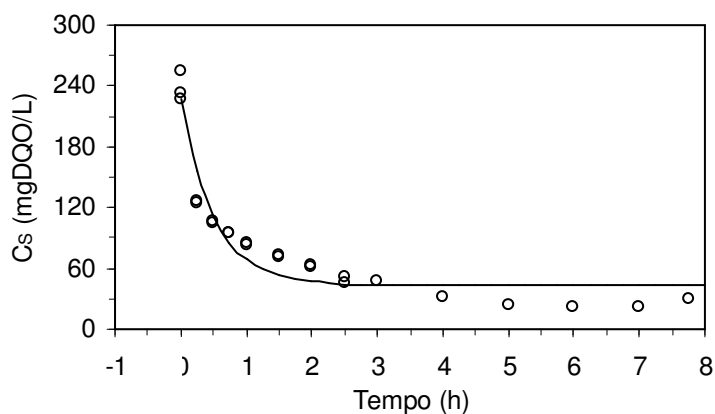


FIGURA 5.58: Perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,19 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. (○ pontos experimentais; — modelo de 1ª ordem com residual)

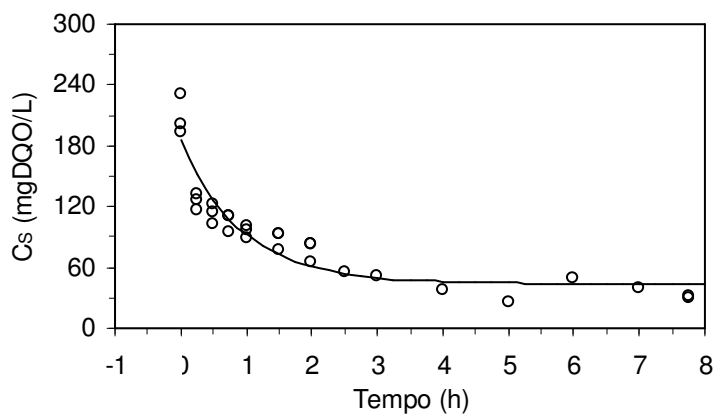


FIGURA 5.59: Perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica ao longo do tempo, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,30 cm/s, obtido durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator. (○ pontos experimentais; — modelo de 1ª ordem com residual)

TABELA 5.21: Valores dos parâmetros do modelo de 1ª ordem com concentração residual de substrato ajustados aos perfis de concentração ao longo do ciclo, durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

$V_S$ (cm/s)	$K_1^{app}$ (h <sup>-1</sup> )	$C_{So\ mod}$ (mg/L)	$C_{Sresdi\ mod}$ (mg/L)	$R^2$	$C_{So}$ (mg/L)	$C_{Sresdi}$ (mg/L)
0	0,89	134 ± 7	102 ± 4	0,979	237 ± 21	102 ± 3
0,034 ± 0,002	0,91	111 ± 3	9 ± 2	0,983	119 ± 9	13 ± 1
0,094 ± 0,002	1,72	227 ± 10	32 ± 6	0,962	270 ± 17	20 ± 4
0,188 ± 0,006	1,95	185 ± 11	43 ± 6	0,897	238 ± 15	25 ± 4
0,310 ± 0,005	1,07	142 ± 10	44 ± 7	0,881	208 ± 20	36 ± 8

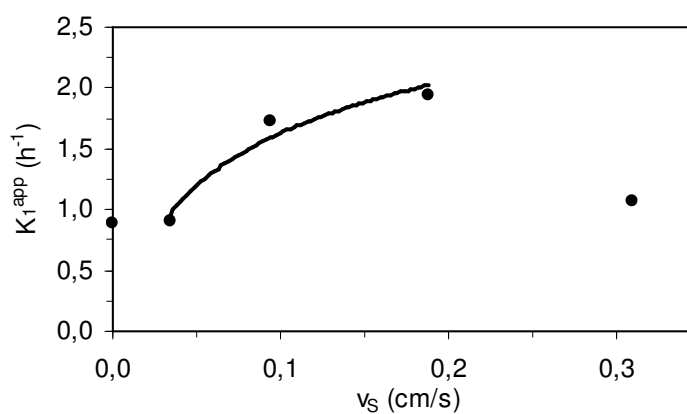


FIGURA 5.60: Variação da parâmetro cinético aparente de primeira ordem ( $K_1^{app}$ ) em função da velocidade superficial do líquido ( $v_S$ ), obtidos durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

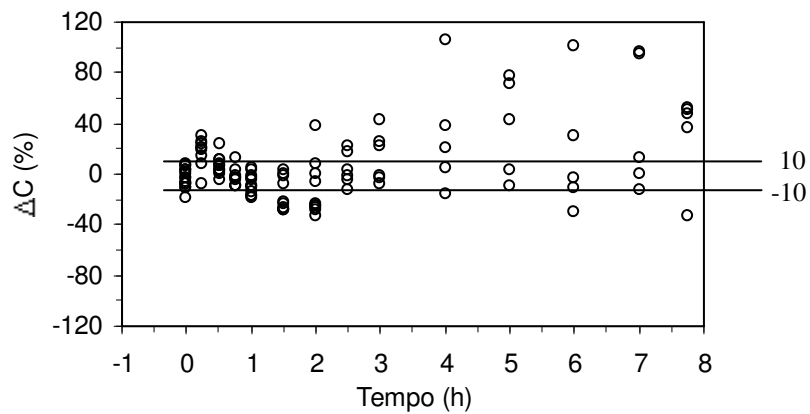


FIGURA 5.61: Desvios percentuais dos pontos experimentais em relação aos teóricos para todos os perfis de concentração ao longo do tempo obtidos durante os ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

## 6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Os resultados obtidos no presente trabalho permitem as seguintes conclusões:

- ◆ A metodologia de estímulo e resposta utilizada para realizar o estudo hidrodinâmico do sistema mostrou-se apropriada e simples. Os tempos de mistura obtidos podem ser considerados desprezíveis em relação ao tempo total do ciclo, enquanto o leito separadamente teve seu comportamento considerado como o de um reator pistonado.
- ◆ A configuração proposta do reator mostrou-se bastante eficiente no tratamento de águas residuárias sintéticas elaboradas à base de glicose em escala de laboratório, garantindo uma operação estável com eficiência de remoção de matéria orgânica de até  $96 \pm 1\%$ .
- ◆ O emprego de água residuária com características de fácil degradação e concentração elevada pode causar a acidificação do reator e o desbalanceamento da biomassa anaeróbia, pois submete o reator a elevadas concentrações de ácidos voláteis na maior parte do ciclo.
- ◆ A espuma de poliuretano pode ser considerada um suporte adequado para a imobilização de biomassa anaeróbia tratando águas residuárias sintéticas elaboradas à base de glicose em escala de laboratório, em

vista de ter garantido a retenção da biomassa no reator. No entanto o emprego de velocidades superficiais muito elevadas, como 1,9 cm/s aplicadas durante a descarga realizada por gravidade, acarretou pequeno arraste da biomassa, porém o efeito acumulativo dos sucessivos ciclos causou o desbalanceamento da biomassa.

- ◆ O emprego da recirculação permitiu uma melhora significativa no desempenho do reator, elevando a eficiência na remoção de matéria orgânica do reator de 86% para até 96%, indicando que a resistência à transferência de massa na fase líquida estava limitando o desempenho do reator.
- ◆ O aumento da velocidade superficial de 0,03 para 0,19 cm/s permitiu o aumento de 115% no parâmetro cinético aparente, indicando que o aumento da velocidade superficial de líquido diminuiu a resistência à transferência de massa na fase líquida aumentando a velocidade global de reação.
- ◆ Com base nos resultados obtidos para a condição com vazão de recirculação de 0,30 cm/s, quando ocorreu grande compactação do leito, verifica-se que o emprego de velocidades superficiais muito elevadas podem contribuir para a compactação do leito, restringindo a distribuição do substrato a biomassa e até inviabilizando a operação do reator devido ao aumento excessivo da perda de carga no leito.

Considerando as conclusões alcançadas neste trabalho é possível elaborar algumas sugestões para dar continuidade ao estudo:

- ◆ Avaliar a aplicação deste reator no tratamento de águas residuárias com concentração elevada de matéria orgânica tanto de fácil como de difícil degradação.
- ◆ Efetuar alterações na construção do reator, como por exemplo a compartimentação do leito, na tentativa de evitar sua compactação e permitir a operação com velocidades superficiais mais elevadas com o intuito de identificar a condição em que a resistência à transferência de massa na fase líquida é minimizada.
- ◆ Operar o reator em ciclos de três horas, uma vez que os resultados dos perfis de remoção de matéria orgânica indicaram que a partir deste momento a velocidade de reação é praticamente nula, para verificar se a eficiência e a estabilidade seriam mantidas melhorando o desempenho global do reator em vista da redução do tempo de operação necessário,.

## 7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALVES, M.M. A New Device to Select Microcarries for Biomass Immobilization to an Anaerobic Consortium. *Water Environment Research*, Vol. 71, No. 2, p.209-217, 1999.
- ANDRADE NETO C.O.; CAMPOS J.R. Introdução. In: CAMPOS, J.R., coord.. *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. Rio de Janeiro, ABES, 1999.
- ANGENENT, L.T.; DAGUE, R. R. A. Laboratory-Scale Comparison of the UASB and ASBR Processes. In: PURDUE IND. WASTE CONFERENCE PROCEEDINGS, 50., Chelsea,1995. Anais. Chelsea, Ann Arbor Press, Inc., 1995. p. 365-377.
- APHA; AWWA; WPCF (1985) *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 19th edition. Washington, American Public Health Association.
- ATKINSON, B. *Biochemical Reactors*, London, Pion Limited, 1974.



- BAGLEY, D.M.; BRODKORB, T.S. Modeling Microbial Kinetics in an Anaerobic Sequencing Batch Reactor – Model Development and Experimental Validation. *Water Environment Research*, Vol. 71, No. 7, p. 1320-1332, 1999.
- BAILEY, J.E.; OLLIS, D.F. *Biochemical Engineering Fundamentals*. 2nd edition. New York, McGraw-Hill, 1986.
- BIRD, R.B.; STEWART, W.E.; LIGHTFOOT, E.N. *Transport Phenomena*, New York, John Wiley & Sons, 1960.
- BRITO, A.G.; RODRIGUES, A.C.; MELO, L.F. Feasibility of pulsed sequencing batch reactor with anaerobic aggregated biomass for the treatment of low strength wastewaters. *Water Science Technology*, Vol. 35 No. 1, p. 189-198, 1997.
- COSTERTON, J.W. et al. *Microbial Biofilms. Annu. Rev. Microbiol.* Vol. 49, p. 711-745. Annual Reviews Inc. 1995.
- DAGUE R.R.; HABBEN C.E.; PIDAPARTI S.R. Initial Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. *Water Science Technology*, Vol. 26, p. 2429-2432, 1992.
- DEL NERY, V. (1992) *Digestão Anaeróbia em Duas Fases com Culturas Mistas Acidogênicas e Metanogênicas Imobilizadas Separadamente em Gel Ágar*. São Carlos, 1992. Tese (mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- DILALLO, R.; ALBERTSON, O.E. Volatile Acids by Direct Tritation. *Journal WPCF*, Vol. 3, p. 356-365, 1961.

- DROSTE, R.L.; KENNEDY, K.J. Steady State Kinetics of Anaerobic Downflow Stationary Fixed Film Reactors. *Water Science and Technology*, Vol. 19, p. 275-285, 1986.
- DROSTE, R.L.; MASSÉ, D.I.. Anaerobic Treatment in Sequencing Batch Reactors. In: INT. SYMP. ON TECHNOL. TRANSFER, Salvador 1995. Anais. São Paulo ABES, 1995. pp. 353-363.
- FORESTI E. et al. Fundamentos do Tratamento Anaeróbio. In: CAMPOS, J.R., coord.. *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. Rio de Janeiro, ABES, 1999.
- GIJZEN, H.J. et al. Anaerobic Degradation of Papermill Sludge in a Two-Phase Digester Containing Rumen Microorganisms and Colonized Polyurethane Foam. *Biotechnology Letters*, Vol. 10, No. 1, p. 61-66, 1988.
- HARPER, S.R.; POHLAND, F.G. Recent Developments in Hydrogen Management During Anaerobic Biological Wastewater Treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. XXVIII, p. 585-602, 1986
- HIRL, P.J.; IRVINE, R.L. Reductive Dechlorination of Perchloroethylene (PCE) Using Anaerobic Sequencing Batch Biofilm Reactors (AnSBBR). In: PURDUE IND. WASTE CONFERENCE PROCEEDINGS, 51., Chelsea, 1996. Anais. Chelsea, Ann Arbor Press, Inc., 1996. p. 289-295.
- HOLLOPETER, J.A; DAGUE, R.R. Anaerobic Sequencing Batch Reactor Treatment of Landfill Leachate. In: PURDUE IND. WASTE CONFERENCE PROCEEDINGS, 49., Chelsea, 1994. Anais. Chelsea, Ann Arbor Press, Inc. 1994.

- HUYSMAN, P. et al. Factors Affecting Colonization of Nonporous Packing Materials in Model Upflow Methane Reactors. *Biotechnology Letters*, Vol 5, p. 643, 1983.
- LEVENSPIEL, O. *Engenharia das Reações Químicas*. Trad. de Pedro Maurício Büchler, São Paulo, Edgard Blücher Ltda, 1974.
- MASSÉ, D.I. et al. Operation Strategies for Psychrophilic Anaerobic Digestion of Swine Manure Slurry in Sequencing Batch Reactor. *Canadian Journal of Civil Engineering*, Vol. 23, p. 1285-1294, 1996
- MOSEY, F.E. Mathematical modeling of process: regulatory mechanisms for formation of short-chain volatile acids from glucose. *Water Science Technology*, Vol. 27, p. 985-987, 1983.
- NARDI, I. R., M. ZAIAT, and E. FORESTI. Influence of the Tracer Characteristics on Hydrodynamic Models of Packed-Bed Bioreactors. *Bioprocess Engineering*, Vol. 21 No. 5, p. 469-476, 1999.
- PRESS, W.H. et al. *Numerical Recipes – the art of Scientific Computing*. Cambridge, Cambridge University Press, 1986.
- RATUSZNEI S.M. et al. Feasibility of a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass for wastewater treatment. *Bioresource Technology*, Vol. 75, p. 127-132, 2000.
- REYES III, F.L.; DAGUE, R.R. Effects of Initial Seed Concentration on the Startup of the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. In: PURDUE IND. WASTE CONFERENCE PROCEEDINGS, 50., Chelsea, 1995. Anais. Chelsea, Ann Arbor Press, Inc., 1995. p.449-459.

- RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. Improved Alkalimetric Monitoring for Anaerobic Digestion of High-Strength Wastes. *Journal WPCF*, Vol. 58, p. 406-411, 1986.
- RYU, D.D.Y.; KIM, H.S.; HISAHARU, T. Intrinsic Fermentation Kinetic Parameters of Immobilized Yeast Cells. *J. Fermentation Technology*, Vol. 62, p. 255-261, 1984.
- SMITH, J.M. Chemical Engineering Kinetics. International Editions, McGraw-Hill, 1981.
- SPEECE, R.E. Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment. *Environmental Science and Technology*, Vol. 17, p. 416A-426<sup>A</sup>, 1983.
- SUNG, S.; DAGUE, R.R. Laboratory Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. *Water Environment Research*, Vol.67, No. 3, p. 294-301, 1995.
- TIMUR, H.; ÖZTURK, I. Anaerobic Sequential Batch Reactor Treatment of Landfill Leachate. *Water Research*, Vol. 33, No. 15, p. 3225-3230, 1999.
- VARESCHE M.B. et al. Microbiol colonization of polyurethane foam matrices in horizontal-flow anaerobic immobilized-sludge reactor. *Applied Microbiology Biotechnology*, Vol. 48, p. 534-538, 1997.
- VELA, F.J. et al. Estimation of Substrate Effective Diffusivities in Anaerobic Bioparticles. *Environmental Technology*, Vol. 20, p. 1163-1170, 1999.
- WIRTZ, R.A.; DAGUE, R.R. Enhancement of Granulation and Start-up in the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. *Water Enviroment Research*, Vol. 68, No. 5, p. 883-892, 1996.

- ZAIAT, M., L. G. T. VIEIRA, and E. FORESTI.. Spatial and Temporal Variations of Monitoring Performance Parameters in Horizontal-Flow Anaerobic Immobilized Sludge (HAIS) Reactor Treating Synthetic Substrate. *Water Research*, Vol 31, No. 7, p.31:1760-1766, 1997.
- ZAIAT, M.; CABRAL, A.K.A.; FORESTI, E. CellWash-out and External Mass Transfer Resistance in Horizontal-Flow Anaerobic Immobilized Sludge Reactor. *Water Research*, Vol. 30, No. 10, p. 2435-2439, 1996.
- ZAIAT, M.; CABRAL, A.K.A.; FORESTI, E. Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo para Tratamento de Águas Residuárias: Concepção e Avaliação Preliminar de Desempenho. *Revista Brasileira de Engenharia - Caderno de Engenharia Química*, Vol. 11, No. 2, p.33-442, 1994.

## **ANEXO I**









**ANEXO II**

TABELA II.1: Resultados experimentais da variação do pH, obtidos para a determinação do tempo de mistura, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s com pulso no topo do reservatório lateral(\*), 0,16 cm/s com pulso no fundo do reator(\*\*), 0,32 cm/s, 0,48 cm/s e 0,64cm/s.

0,16 cm/s*		0,16 cm/s**		0,32 cm/s		0,48 cm/s	
pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)
6,70	0,00	7,02	0,00	7,27	0,00	6,03	0,00
6,70	0,17	7,02	0,17	7,28	0,17	6,03	0,17
6,70	0,33	7,03	0,33	7,28	0,33	6,03	0,33
6,70	0,50	7,02	0,50	7,28	0,50	6,03	0,50
6,70	0,67	7,01	0,67	7,28	0,67	6,03	0,58
6,78	0,83	7,00	0,83	7,28	0,83	6,03	0,67
6,77	1,00	6,99	1,00	7,28	1,00	6,04	0,83
6,76	1,17	6,99	1,17	7,28	1,17	6,03	1,00
6,75	1,33	7,00	1,33	7,29	1,33	5,97	1,17
6,75	1,50	7,00	1,50	7,29	1,50	5,81	1,25
6,75	1,67	7,00	1,67	7,28	1,67	5,67	1,27
6,74	1,83	7,00	1,83	7,28	1,83	5,46	1,30
6,74	2,00	7,01	2,00	7,25	2,00	5,29	1,33
6,75	2,17	7,01	2,17	7,24	2,03	5,10	1,35
6,75	2,33	7,01	2,33	7,22	2,07	4,91	1,38
6,75	2,50	7,00	2,50	7,2	2,10	4,60	1,42
6,75	2,67	6,99	2,67	7,18	2,13	4,31	1,47
6,75	2,83	6,95	2,83	7,17	2,17	4,19	1,50
6,75	3,00	6,93	2,88	7,13	2,20	4,01	1,53
6,75	3,17	6,92	2,93	7,1	2,23	3,83	1,58
6,74	3,33	6,89	3,00	7,04	2,28	3,69	1,63
6,73	3,50	6,85	3,05	6,98	2,32	3,62	1,67
6,69	3,67	6,81	3,10	6,94	2,33	3,53	1,70
6,67	3,72	6,72	3,17	6,81	2,37	3,42	1,77
6,65	3,77	6,41	3,27	6,68	2,40	3,32	1,83
6,63	3,83	6,22	3,33	6,32	2,45	3,30	1,83
6,6	3,88	6,04	3,38	5,91	2,50	3,24	1,88
6,57	3,93	5,89	3,43	5,5	2,53	3,19	1,95
6,52	4,00	5,75	3,50	5,21	2,57	3,15	2,00
6,5	4,00	5,61	3,55	4,89	2,62	3,12	2,05
6,41	4,07	5,49	3,60	4,57	2,67	3,10	2,10
6,3	4,12	5,35	3,67	4,36	2,70	3,08	2,17
6,17	4,17	5,21	3,72	4,21	2,73	3,08	2,33
5,99	4,22	5,05	3,78	3,9	2,83	3,14	2,50
5,83	4,27	4,91	3,83	3,8	2,87	3,25	2,67
5,64	4,33	4,71	3,88	3,73	2,90	3,40	2,83
5,45	4,38	4,55	3,93	3,59	3,00	3,57	3,00
5,25	4,45	4,38	4,00	3,48	3,08	3,75	3,17
5,09	4,50	4,22	4,05	3,41	3,17	3,85	3,33
4,91	4,55	3,98	4,17	3,35	3,23	3,84	3,50

(continua)

TABELA II.1: Resultados experimentais da variação do pH, obtidos para a determinação do tempo de mistura, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s com pulso no topo do reservatório lateral(\*), 0,16 cm/s com pulso no fundo do reator(\*\*), 0,32 cm/s, 0,48 cm/s e 0,64cm/s. (continuação)

0,16 cm/s*		0,16 cm/s**		0,32 cm/s		0,48 cm/s	
pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)
4,74	4,62	3,89	4,22	3,3	3,33	3,72	3,67
4,62	4,67	3,83	4,27	3,27	3,40	3,57	3,83
4,48	4,72	3,77	4,33	3,24	3,50	3,44	4,00
4,37	4,77	3,72	4,38	3,23	3,58	3,34	4,17
4,26	4,83	3,69	4,45	3,21	3,67	3,27	4,33
4,16	4,88	3,66	4,50	3,21	3,75	3,25	4,50
4,08	4,93	3,63	4,55	3,21	3,83	3,24	4,67
3,99	5,00	3,59	4,62	3,24	4,00	3,27	4,83
3,91	5,05	3,57	4,67	3,28	4,17	3,31	5,00
3,81	5,13	3,54	4,72	3,34	4,33	3,37	5,17
3,78	5,17	3,52	4,77	3,41	4,50	3,44	5,33
3,72	5,22	3,50	4,83	3,5	4,67	3,51	5,50
3,67	5,27	3,46	4,90	3,6	4,83	3,55	5,67
3,62	5,33	3,43	4,95	3,7	5,00	3,50	5,83
3,58	5,38	3,42	5,00	3,8	5,17	3,47	6,00
3,54	5,45	3,39	5,05	3,89	5,33	3,44	6,17
3,51	5,50	3,37	5,10	3,93	5,50	3,39	6,33
3,47	5,57	3,35	5,17	3,92	5,67	3,35	6,50
3,43	5,62	3,33	5,22	3,87	5,83	3,32	6,67
3,41	5,67	3,31	5,28	3,8	6,00	3,30	6,83
3,38	5,73	3,30	5,33	3,7	6,17	3,29	7,00
3,35	5,80	3,29	5,35	3,63	6,33	3,30	7,17
3,34	5,83	3,28	5,40	3,55	6,50	3,32	7,33
3,32	5,88	3,24	5,50	3,48	6,67	3,35	7,50
3,28	6,00	3,24	5,55	3,44	6,83	3,38	7,67
3,26	6,07	3,23	5,60	3,41	7,00	3,41	7,83
3,25	6,12	3,22	5,67	3,39	7,17	3,43	8,00
3,24	6,17	3,22	5,72	3,38	7,33	3,44	8,17
3,23	6,22	3,21	5,78	3,38	7,50	3,43	8,33
3,21	6,27	3,20	5,83	3,39	7,67	3,42	8,50
3,21	6,33	3,20	5,88	3,41	7,83	3,40	8,67
3,2	6,42	3,20	6,00	3,44	8,00	3,38	8,83
3,19	6,50	3,21	6,07	3,48	8,17	3,36	9,00
3,18	6,57	3,21	6,17	3,53	8,33	3,35	9,17
3,18	6,67	3,22	6,23	3,56	8,50	3,35	9,33
3,18	6,73	3,23	6,33	3,6	8,67	3,35	9,50
3,18	6,83	3,26	6,40	3,63	8,83	3,36	9,67
3,18	7,00	3,27	6,50	3,65	9,00	3,37	9,83
3,2	7,17	3,30	6,67	3,66	9,17	3,38	10,00
3,22	7,33	3,33	6,83	3,66	9,33	3,40	10,17
3,26	7,50	3,37	7,00	3,64	9,50	3,41	10,33
3,28	7,67	3,40	7,17	3,62	9,67	3,41	10,50
3,33	7,83	3,44	7,33	3,59	9,83	3,41	10,67
3,36	8,00	3,48	7,50	3,56	10,00	3,41	10,83
3,41	8,17	3,52	7,67	3,54	10,17	3,40	11,00

(continua)

TABELA II.1: Resultados experimentais da variação do pH, obtidos para a determinação do tempo de mistura, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s com pulso no topo do reservatório lateral(\*), 0,16 cm/s com pulso no fundo do reator(\*\*), 0,32 cm/s, 0,48 cm/s e 0,64cm/s. (continuação)

0,16 cm/s*		0,16 cm/s**		0,32 cm/s		0,48 cm/s	
pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)
3,47	8,33	3,56	7,83	3,52	10,33	3,39	11,17
3,52	8,50	3,61	8,00	3,5	10,50	3,38	11,33
3,58	8,67	3,66	8,17	3,48	10,67	3,38	11,50
3,65	8,83	3,72	8,33	3,48	10,83	3,38	11,67
3,7	9,00	3,76	8,50	3,47	11,00	3,38	11,83
3,76	9,17	3,80	8,67	3,47	11,17	3,38	12,00
3,82	9,33	3,84	8,83	3,48	11,33	-	-
3,87	9,50	3,87	9,00	3,49	11,50	-	-
3,9	9,67	3,89	9,17	3,51	11,67	-	-
3,92	9,83	3,91	9,33	3,52	11,83	-	-
3,93	10,00	3,91	9,50	3,54	12,00	-	-
3,93	10,17	3,91	9,67	3,55	12,17	-	-
3,91	10,33	3,90	9,83	3,57	12,33	-	-
3,88	10,50	3,87	10,00	3,58	12,50	-	-
3,83	10,67	3,84	10,17	3,59	12,67	-	-
3,78	10,83	3,81	10,33	3,59	12,83	-	-
3,73	11,00	3,77	10,50	3,59	13,00	-	-
3,68	11,17	3,73	10,67	3,58	13,17	-	-
3,63	11,33	3,69	10,83	3,58	13,33	-	-
3,59	11,50	3,65	11,00	3,57	13,50	-	-
3,54	11,67	3,61	11,17	3,56	13,67	-	-
3,51	11,83	3,58	11,33	3,54	13,83	-	-
3,47	12,00	3,55	11,50	3,54	14,00	-	-
3,44	12,17	3,51	11,67	3,53	14,17	-	-
3,42	12,33	3,49	11,83	3,52	14,33	-	-
3,40	12,50	3,46	12,00	3,52	14,50	-	-
3,38	12,67	3,44	12,17	3,52	14,67	-	-
3,37	12,83	3,42	12,33	3,52	14,83	-	-
3,36	13,00	3,41	12,50	-	-	-	-
3,36	13,17	3,40	12,67	-	-	-	-
3,36	13,33	3,39	12,83	-	-	-	-
3,36	13,50	3,39	13,00	-	-	-	-
3,37	13,67	3,39	13,17	-	-	-	-
3,37	13,83	3,39	13,33	-	-	-	-
3,38	14,00	3,39	13,50	-	-	-	-
3,4	14,17	3,40	13,67	-	-	-	-
3,42	14,33	3,41	13,83	-	-	-	-
3,43	14,50	3,42	14,00	-	-	-	-
3,45	14,67	3,43	14,17	-	-	-	-
3,48	14,83	3,45	14,33	-	-	-	-
3,5	15,00	3,46	14,50	-	-	-	-
3,52	15,17	3,48	14,67	-	-	-	-
3,54	15,33	3,50	14,83	-	-	-	-
3,57	15,50	3,52	15,00	-	-	-	-
3,59	15,67	3,54	15,17	-	-	-	-

(continua)

TABELA II.1: Resultados experimentais da variação do pH, obtidos para a determinação do tempo de mistura, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s com pulso no topo do reservatório lateral(\*), 0,16 cm/s com pulso no fundo do reator(\*\*), 0,32 cm/s, 0,48 cm/s e 0,64cm/s. (*continuação*)

0,16 cm/s*		0,16 cm/s**		0,32 cm/s		0,48 cm/s	
pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)
3,61	15,83	3,55	15,33	-	-	-	-
3,62	16,00	3,57	15,50	-	-	-	-
3,63	16,17	3,58	15,67	-	-	-	-
3,64	16,33	3,59	15,83	-	-	-	-
3,64	16,50	3,61	16,00	-	-	-	-
3,64	16,67	3,62	16,17	-	-	-	-
3,64	16,83	3,63	16,33	-	-	-	-
3,63	17,00	3,63	16,50	-	-	-	-
3,63	17,17	3,63	16,67	-	-	-	-
3,61	17,33	3,64	16,83	-	-	-	-
3,6	17,50	3,63	17,00	-	-	-	-
3,58	17,67	3,63	17,17	-	-	-	-
3,56	17,83	3,62	17,33	-	-	-	-
3,55	18,00	-	-	-	-	-	-
3,53	18,17	-	-	-	-	-	-
3,52	18,33	-	-	-	-	-	-
3,51	18,50	-	-	-	-	-	-
3,49	18,67	-	-	-	-	-	-
3,48	18,83	-	-	-	-	-	-
3,47	19,00	-	-	-	-	-	-
3,46	19,17	-	-	-	-	-	-
3,46	19,33	-	-	-	-	-	-
3,45	19,50	-	-	-	-	-	-
3,45	19,67	-	-	-	-	-	-
3,45	19,83	-	-	-	-	-	-
3,45	20,00	-	-	-	-	-	-
3,45	20,17	-	-	-	-	-	-
3,46	20,33	-	-	-	-	-	-
3,46	20,50	-	-	-	-	-	-
3,47	20,67	-	-	-	-	-	-
3,48	20,83	-	-	-	-	-	-
3,48	21,00	-	-	-	-	-	-
3,49	21,17	-	-	-	-	-	-
3,5	21,33	-	-	-	-	-	-
3,51	21,50	-	-	-	-	-	-
3,52	21,67	-	-	-	-	-	-
3,53	21,83	-	-	-	-	-	-
3,54	22,00	-	-	-	-	-	-
3,55	22,17	-	-	-	-	-	-
3,55	22,33	-	-	-	-	-	-
3,56	22,50	-	-	-	-	-	-
3,5	22,67	-	-	-	-	-	-

TABELA II.2: Resultados experimentais da variação do pH, obtidos para a determinação do tempo de mistura, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,64cm/s, 0,80 cm/s com o volume de líquido na capacidade máxima do reservatório lateral (\*) e 0,80 cm/s com o volume de líquido na capacidade mínima do reservatório lateral(\*\*).

0,64cm/s		0,80* cm/s		0,80** cm/s	
pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)
7,56	0,00	7,25	0,00	7,20	0,00
7,56	0,17	7,25	0,17	7,19	0,17
7,56	0,33	7,25	0,33	7,19	0,33
7,56	0,50	7,25	0,50	7,18	0,50
7,56	0,67	7,25	0,67	7,18	0,67
7,56	0,83	7,22	0,83	7,17	0,83
7,55	1,00	7,15	0,90	7,06	0,93
7,48	1,12	7,07	0,93	6,70	1,00
7,44	1,15	6,81	1,00	5,00	1,10
7,43	1,17	6,33	1,03	4,31	1,17
7,39	1,18	5,30	1,10	3,73	1,25
7,31	1,22	4,49	1,17	3,55	1,30
7,16	1,25	3,97	1,22	3,47	1,33
6,91	1,28	3,65	1,28	3,34	1,38
6,60	1,32	3,49	1,33	3,27	1,43
6,51	1,33	3,37	1,38	3,21	1,47
6,21	1,35	3,29	1,43	3,19	1,50
5,67	1,40	3,24	1,50	3,14	1,55
5,27	1,43	3,20	1,57	3,10	1,60
4,91	1,47	3,19	1,62	3,09	1,67
4,59	1,50	3,18	1,67	3,08	1,73
4,59	1,50	3,19	1,72	3,10	1,78
4,31	1,53	3,24	1,83	3,12	1,83
3,81	1,62	3,30	1,90	3,20	1,95
3,68	1,65	3,39	2,00	3,25	2,00
3,62	1,67	3,47	2,07	3,32	2,05
3,57	1,68	3,60	2,17	3,37	2,10
3,52	1,70	3,61	2,17	3,46	2,17
3,44	1,75	3,70	2,23	3,53	2,22
3,38	1,78	3,83	2,33	3,62	2,28
3,34	1,82	3,92	2,40	3,70	2,33
3,31	1,83	3,97	2,50	3,79	2,40
3,28	1,85	3,97	2,58	3,85	2,45
3,25	1,88	3,89	2,67	3,90	2,50
3,22	1,92	3,80	2,73	3,94	2,55
3,2	1,97	3,67	2,83	3,95	2,62
3,19	2,00	3,57	2,92	3,94	2,67
3,19	2,00	3,49	3,00	3,88	2,72
3,18	2,03	3,44	3,05	3,81	2,78
3,17	2,07	3,39	3,10	3,74	2,83
3,17	2,12	3,37	3,17	3,66	2,88
3,17	2,17	3,34	3,23	3,59	2,95
3,19	2,25	3,31	3,33	3,52	3,00

(continua)

TABELA II.2: Resultados experimentais da variação do pH, obtidos para a determinação do tempo de mistura, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,64cm/s, 0,80 cm/s com o volume de líquido na capacidade máxima do reservatório lateral (\*) e 0,80 cm/s com o volume de líquido na capacidade mínima do reservatório lateral(\*\*). (*continuação*)

0,64cm/s		0,80* cm/s		0,80** cm/s	
pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)
3,31	3,42	3,46	3,05	3,22	2,33
3,31	3,50	3,41	3,10	3,23	2,33
3,34	3,57	3,37	3,17	3,33	2,50
3,37	3,67	3,32	3,23	3,34	2,50
3,45	3,83	3,28	3,33	3,41	2,58
3,54	4,00	3,25	3,40	3,5	2,67
3,62	4,17	3,24	3,50	3,51	2,67
3,64	4,33	3,24	3,57	3,6	2,75
3,59	4,50	3,25	3,67	3,69	2,83
3,51	4,67	3,32	3,83	3,85	3,00
3,45	4,83	3,41	4,00	3,9	3,17
3,41	5,00	3,52	4,17	3,8	3,33
3,39	5,17	3,58	4,33	3,6	3,50
3,40	5,33	3,59	4,50	3,47	3,67
3,44	5,50	3,53	4,67	3,36	3,83
3,48	5,67	3,45	4,83	3,3	4,00
3,53	5,83	3,38	5,00	3,28	4,17
3,54	6,00	3,34	5,17	3,28	4,33
3,54	6,17	3,33	5,33	3,33	4,50
3,51	6,33	3,34	5,50	3,4	4,67
3,48	6,50	3,38	5,67	3,47	4,83
3,45	6,67	3,42	5,83	3,54	5,00
3,44	6,83	3,46	6,00	3,57	5,17
3,44	7,00	3,48	6,17	3,58	5,33
3,45	7,17	3,49	6,33	3,54	5,50
3,47	7,33	3,47	6,50	3,48	5,67
3,49	7,50	3,43	6,67	3,43	5,83
3,51	7,67	3,41	6,83	3,38	6,00
3,51	7,83	3,39	7,00	3,37	6,17
3,50	8,00	3,38	7,17	3,36	6,33
3,49	8,17	3,38	7,33	3,38	6,50
3,48	8,33	3,41	7,50	3,4	6,67
3,47	8,50	3,42	7,67	3,43	6,83
3,46	8,67	3,44	7,83	3,47	7,00
3,46	8,83	3,45	8,00	3,48	7,17
3,47	9,00	3,45	8,17	3,49	7,33
3,48	9,17	3,44	8,33	3,49	7,50
3,49	9,33	3,43	8,50	3,47	7,67
3,49	9,50	3,42	8,67	3,45	7,83
3,49	9,67	3,41	8,83	3,43	8,00
3,49	9,83	3,40	9,00	3,42	8,17
3,48	10,00	3,41	9,17	3,41	8,33
3,48	10,17	-	-	3,41	8,50

(*continua*)



TABELA II.2: Resultados experimentais da variação do pH, obtidos para a determinação do tempo de mistura, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,64cm/s, 0,80 cm/s com o volume de líquido na capacidade máxima do reservatório lateral (\*) e 0,80 cm/s com o volume de líquido na capacidade mínima do reservatório lateral(\*\*). (*continuação*)

0,64cm/s		0,80* cm/s		0,80** cm/s	
pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)	pH	Tempo (min)
3,47	10,33	-	-	3,41	8,67
3,47	10,50	-	-	3,43	8,83
3,48	10,67	-	-	3,44	9,00
3,48	10,83	-	-	3,45	9,17
3,49	11,00	-	-	3,46	9,33
-	-	-	-	3,46	9,50
-	-	-	-	3,46	9,67
-	-	-	-	3,45	9,83
-	-	-	-	3,44	10,00
-	-	-	-	3,44	10,17
-	-	-	-	3,43	10,33
-	-	-	-	3,43	10,50
-	-	-	-	3,43	10,67
-	-	-	-	3,44	10,83
-	-	-	-	3,44	11,00
-	-	-	-	3,45	11,17
-	-	-	-	3,45	11,33
-	-	-	-	3,45	11,50
-	-	-	-	3,46	11,67
-	-	-	-	3,45	11,83
-	-	-	-	3,45	12,00
-	-	-	-	3,45	12,17
-	-	-	-	3,44	12,33
-	-	-	-	3,44	12,50
-	-	-	-	3,44	12,67
-	-	-	-	3,44	12,83
-	-	-	-	3,45	13,00
-	-	-	-	3,45	13,17
-	-	-	-	3,45	13,33
-	-	-	-	3,45	13,50
-	-	-	-	3,45	13,67
-	-	-	-	3,45	13,83
-	-	-	-	3,45	14,00
-	-	-	-	3,45	14,17
-	-	-	-	3,45	14,33
-	-	-	-	3,45	14,50
-	-	-	-	3,45	14,67
-	-	-	-	3,45	14,83
-	-	-	-	3,45	15,00

TABELA II.3: Valores dos parâmetros utilizados nos ajustes do modelo de primeira ordem para estimativa do tempo de mistura para todas as condições operacionais empregadas.

Velocidade Superficial (cm/s)	$C_o$ (pH)	$C_f$ (pH)	$t_o$ (min)
0,16*	6,70	3,50	3,50
0,16**	6,85	3,60	3,05
0,32	7,25	3,52	2,00
0,48	5,80	3,35	1,17
0,64	7,16	3,45	1,22
0,80 <sup>#</sup>	7,25	3,50	0,67
0,80 <sup>##</sup>	7,20	3,43	0,67

\* Ensaio realizado com o pulso efetuado no topo do reservatório lateral.

\*\* Ensaio realizado com o pulso efetuado no fundo do reator.

# Ensaio realizado com o volume de líquido na capacidade máxima do reservatório lateral.

## Ensaio realizado com o volume de líquido na capacidade mínima do reservatório lateral.

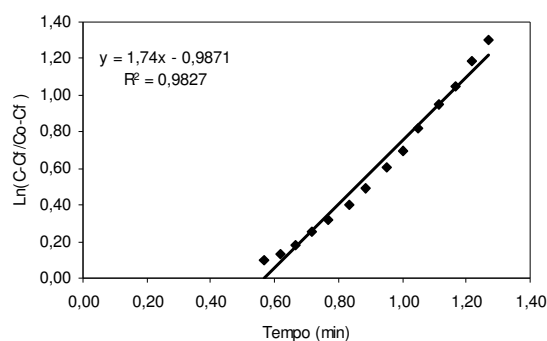


FIGURA II.1: Ajuste linear para a estimativa do parâmetro para o modelo de primeira ordem do tempo de mistura, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, com pulso no topo do reservatório lateral.

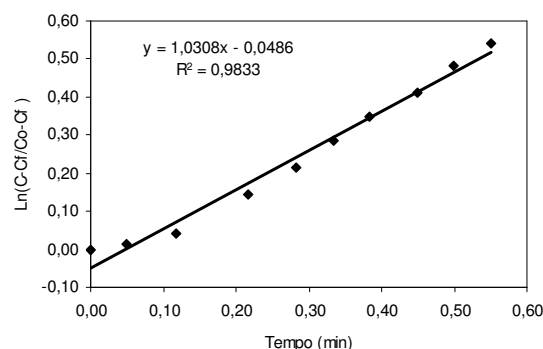


FIGURA II.2: Ajuste linear para a estimativa do parâmetro para o modelo de primeira ordem do tempo de mistura, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, com pulso no fundo do reator.

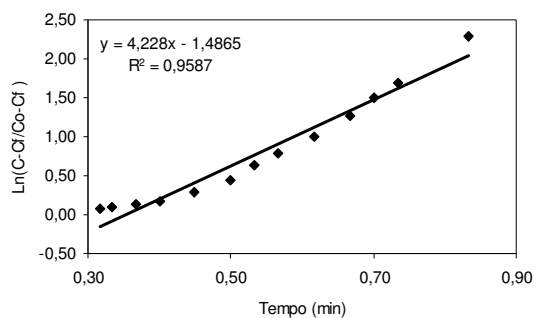


FIGURA II.3: Ajuste linear para a estimativa do parâmetro para o modelo de primeira ordem do tempo de mistura, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,32 cm/s.

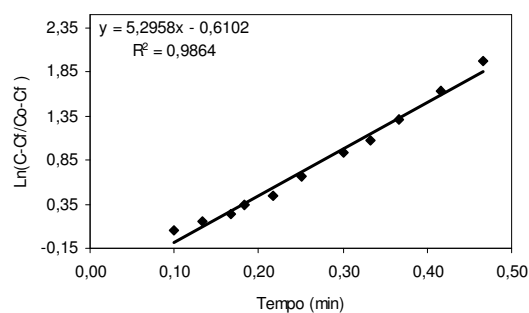


FIGURA II.4: Ajuste linear para a estimativa do parâmetro para o modelo de primeira ordem do tempo de mistura, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,48 cm/s.

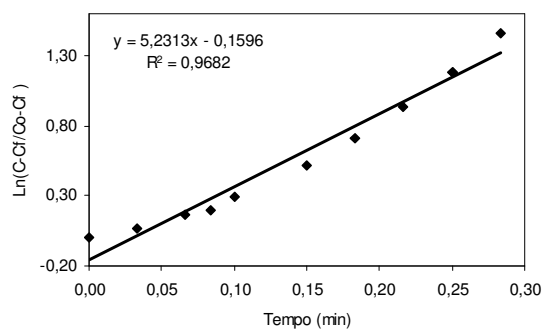


FIGURA II.5: Ajuste linear para a estimativa do parâmetro para o modelo de primeira ordem do tempo de mistura, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,64 cm/s.

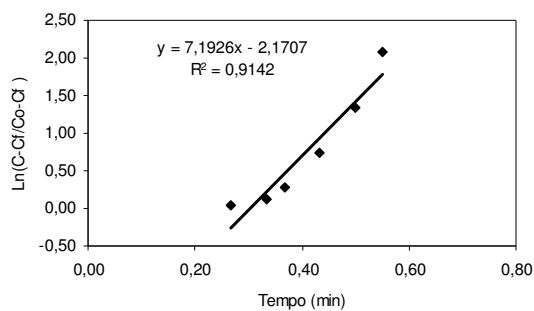


FIGURA II.6: Ajuste linear para a estimativa do parâmetro para o modelo de primeira ordem do tempo de mistura, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,80 cm/s, com volume de líquido na capacidade máxima do reservatório lateral.

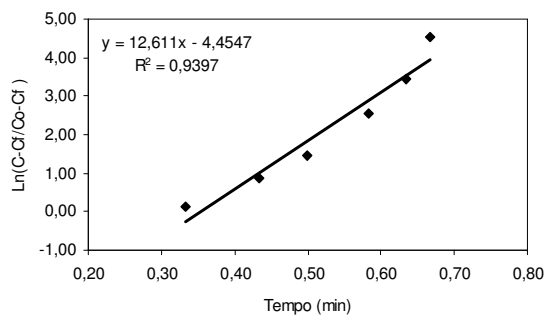


FIGURA II.7: Ajuste linear para a estimativa do parâmetro para o modelo de primeira ordem do tempo de mistura, para a condição com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, com volume de líquido na capacidade mínima do reservatório lateral.

TABELA II.4: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da concentração hidrogeniônica normalizada ( $J(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo degrau, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s.

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	J(t)=Ci/Co	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	J(t)=Ci/Co	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	J(t)=Ci/Co
0,00	6,26	0,00E+00	0,00E+00	0,00	5,50	0,00E+00	0,00E+00	0,00	5,78	0,00E+00	0,00E+00
0,17	6,26	0,00E+00	0,00E+00	0,17	5,50	0,00E+00	0,00E+00	0,17	5,73	2,03E-07	2,86E-06
0,33	6,26	0,00E+00	0,00E+00	0,33	5,50	0,00E+00	0,00E+00	0,33	5,7	3,36E-07	4,74E-06
0,50	6,26	0,00E+00	0,00E+00	0,50	5,50	0,00E+00	0,00E+00	0,50	5,67	4,78E-07	6,76E-06
0,67	6,26	0,00E+00	0,00E+00	0,67	5,50	0,00E+00	0,00E+00	0,67	5,64	6,31E-07	8,92E-06
0,83	6,26	0,00E+00	0,00E+00	0,83	5,50	0,00E+00	0,00E+00	0,83	5,46	1,81E-06	2,55E-05
1,00	6,26	0,00E+00	0,00E+00	1,00	5,50	0,00E+00	0,00E+00	0,88	5,17	5,10E-06	7,21E-05
1,17	6,26	0,00E+00	0,00E+00	1,17	5,50	0,00E+00	0,00E+00	0,93	4,79	1,46E-05	2,06E-04
1,33	6,26	0,00E+00	0,00E+00	1,33	5,50	0,00E+00	0,00E+00	1,00	4,35	4,30E-05	6,08E-04
1,50	6,26	0,00E+00	0,00E+00	1,50	5,43	5,53E-07	1,30E-05	1,05	4,02	9,38E-05	1,33E-03
1,67	6,26	0,00E+00	0,00E+00	1,60	5,14	4,08E-06	9,57E-05	1,12	3,68	2,07E-04	2,93E-03
1,83	6,26	0,00E+00	0,00E+00	1,67	4,87	1,03E-05	2,42E-04	1,17	3,45	3,53E-04	4,99E-03
2,00	6,26	0,00E+00	0,00E+00	1,73	4,75	1,46E-05	3,43E-04	1,22	3,19	6,44E-04	9,10E-03
2,17	6,26	0,00E+00	0,00E+00	1,78	4,65	1,92E-05	4,51E-04	1,27	3,01	9,76E-04	1,38E-02
2,33	6,26	0,00E+00	0,00E+00	1,83	4,44	3,31E-05	7,77E-04	1,33	2,83	1,48E-03	2,09E-02
2,50	6,26	0,00E+00	0,00E+00	1,88	4,23	5,57E-05	1,31E-03	1,43	2,54	2,88E-03	4,07E-02
2,67	6,26	0,00E+00	0,00E+00	1,93	4,05	8,60E-05	2,02E-03	1,50	2,39	4,07E-03	5,75E-02
2,83	6,26	0,00E+00	0,00E+00	2,00	3,85	1,38E-04	3,24E-03	1,55	2,26	5,49E-03	7,76E-02
3,00	6,26	0,00E+00	0,00E+00	2,05	3,67	2,11E-04	4,94E-03	1,60	2,17	6,76E-03	9,55E-02
3,17	6,26	0,00E+00	0,00E+00	2,10	3,54	2,85E-04	6,69E-03	1,67	2,07	8,51E-03	1,20E-01
3,33	6,26	0,00E+00	0,00E+00	2,17	3,39	4,04E-04	9,48E-03	1,72	1,98	1,05E-02	1,48E-01
3,50	6,26	0,00E+00	0,00E+00	2,22	3,26	5,46E-04	1,28E-02	1,83	1,81	1,55E-02	2,19E-01
3,67	6,26	0,00E+00	0,00E+00	2,33	3,03	9,30E-04	2,18E-02	1,88	1,77	1,70E-02	2,40E-01
3,83	6,26	0,00E+00	0,00E+00	2,43	2,84	1,44E-03	3,38E-02	1,93	1,71	1,95E-02	2,75E-01
4,00	6,26	0,00E+00	0,00E+00	2,50	2,75	1,78E-03	4,16E-02	2,00	1,65	2,24E-02	3,16E-01
4,17	6,26	0,00E+00	0,00E+00	2,55	2,68	2,09E-03	4,89E-02	2,05	1,61	2,45E-02	3,47E-01
4,33	6,26	0,00E+00	0,00E+00	2,60	2,65	2,24E-03	5,24E-02	2,10	1,57	2,69E-02	3,80E-01
4,50	6,26	0,00E+00	0,00E+00	2,67	2,61	2,45E-03	5,75E-02	2,17	1,52	3,02E-02	4,27E-01
4,67	6,25	1,28E-08	2,93E-07	2,72	2,55	2,82E-03	6,60E-02	2,22	1,49	3,24E-02	4,57E-01
4,83	6,24	2,59E-08	5,93E-07	2,77	2,49	3,23E-03	7,58E-02	2,33	1,43	3,72E-02	5,25E-01
5,00	6,20	8,14E-08	1,87E-06	2,83	2,42	3,80E-03	8,91E-02	2,40	1,4	3,98E-02	5,62E-01
5,07	6,17	1,27E-07	2,90E-06	2,90	2,34	4,57E-03	1,07E-01	2,50	1,36	4,36E-02	6,17E-01
5,13	6,13	1,92E-07	4,39E-06	2,93	2,29	5,13E-03	1,20E-01	2,57	1,34	4,57E-02	6,46E-01
5,17	6,12	2,09E-07	4,79E-06	3,00	2,22	6,02E-03	1,41E-01	2,67	1,32	4,79E-02	6,76E-01
5,25	6,04	3,62E-07	8,30E-06	3,05	2,17	6,76E-03	1,58E-01	2,73	1,29	5,13E-02	7,24E-01
5,33	5,91	6,81E-07	1,56E-05	3,10	2,12	7,58E-03	1,78E-01	2,78	1,28	5,25E-02	7,41E-01
5,38	5,83	9,30E-07	2,13E-05	3,17	2,05	8,91E-03	2,09E-01	2,83	1,28	5,25E-02	7,41E-01

(continua)

TABELA II.4: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da concentração hidrogeniônica normalizada ( $J(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo degrau, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. (*continuação*)

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H+]-[H+]i	J(t)=Ci/Co	Tempo	pH	[H+]-[H+]i	J(t)=Ci/Co	Tempo	pH	[H+]-[H+]i	J(t)=Ci/Co
5,43	5,73	1,31E-06	3,01E-05	3,22	2,00	1,00E-02	2,34E-01	3,00	1,24	5,75E-02	8,13E-01
5,48	5,60	1,96E-06	4,50E-05	3,27	1,98	1,05E-02	2,45E-01	3,17	1,23	5,89E-02	8,32E-01
5,50	5,58	2,08E-06	4,77E-05	3,33	1,91	1,23E-02	2,88E-01	3,33	1,21	6,17E-02	8,71E-01
5,57	5,40	3,43E-06	7,86E-05	3,45	1,84	1,45E-02	3,39E-01	3,50	1,2	6,31E-02	8,91E-01
5,67	5,20	5,76E-06	1,32E-04	3,50	1,81	1,55E-02	3,63E-01	3,67	1,19	6,46E-02	9,12E-01
5,70	5,11	7,21E-06	1,65E-04	3,60	1,75	1,78E-02	4,17E-01	3,83	1,18	6,61E-02	9,33E-01
5,77	4,97	1,02E-05	2,33E-04	3,67	1,70	1,99E-02	4,68E-01	4,00	1,18	6,61E-02	9,33E-01
5,83	4,85	1,36E-05	3,11E-04	3,75	1,67	2,14E-02	5,01E-01	4,17	1,17	6,76E-02	9,55E-01
5,88	4,74	1,76E-05	4,04E-04	3,83	1,63	2,34E-02	5,50E-01	4,33	1,17	6,76E-02	9,55E-01
5,93	4,65	2,18E-05	5,00E-04	4,00	1,59	2,57E-02	6,03E-01	4,50	1,17	6,76E-02	9,55E-01
6,00	4,55	2,76E-05	6,33E-04	4,17	1,59	2,57E-02	6,03E-01	4,67	1,16	6,92E-02	9,77E-01
6,12	4,36	4,31E-05	9,87E-04	4,33	1,55	2,82E-02	6,61E-01	4,83	1,16	6,92E-02	9,77E-01
6,17	4,29	5,07E-05	1,16E-03	4,50	1,54	2,88E-02	6,76E-01	5,00	1,16	6,92E-02	9,77E-01
6,23	4,19	6,40E-05	1,47E-03	4,67	1,50	3,16E-02	7,41E-01	5,17	1,16	6,92E-02	9,77E-01
6,33	4,07	8,46E-05	1,94E-03	4,83	1,51	3,09E-02	7,24E-01	5,33	1,15	7,08E-02	1,00E+00
6,50	3,87	1,34E-04	3,08E-03	5,00	1,48	3,31E-02	7,76E-01	5,50	1,15	7,08E-02	1,00E+00
6,55	3,81	1,54E-04	3,54E-03	5,17	1,46	3,47E-02	8,13E-01	5,67	1,15	7,08E-02	1,00E+00
6,60	3,77	1,69E-04	3,88E-03	5,33	1,46	3,47E-02	8,13E-01	5,83	1,15	7,08E-02	1,00E+00
6,67	3,71	1,94E-04	4,45E-03	5,50	1,43	3,72E-02	8,71E-01	6,00	1,15	7,08E-02	1,00E+00
6,72	3,66	2,18E-04	5,00E-03	5,67	1,44	3,63E-02	8,51E-01	6,17	1,15	7,08E-02	1,00E+00
6,83	3,56	2,75E-04	6,30E-03	5,83	1,43	3,72E-02	8,71E-01	6,33	1,15	7,08E-02	1,00E+00
7,00	3,42	3,80E-04	8,70E-03	6,00	1,43	3,72E-02	8,71E-01	-	-	-	-
7,08	3,35	4,46E-04	1,02E-02	6,17	1,41	3,89E-02	9,12E-01	-	-	-	-
7,17	3,28	5,24E-04	1,20E-02	6,33	1,43	3,72E-02	8,71E-01	-	-	-	-
7,25	3,21	6,16E-04	1,41E-02	6,50	1,43	3,72E-02	8,71E-01	-	-	-	-
7,33	3,15	7,07E-04	1,62E-02	6,67	1,41	3,89E-02	9,12E-01	-	-	-	-
7,42	3,08	8,31E-04	1,90E-02	6,83	1,42	3,80E-02	8,91E-01	-	-	-	-
7,50	3,03	9,33E-04	2,14E-02	7,00	1,42	3,80E-02	8,91E-01	-	-	-	-
7,58	2,96	1,10E-03	2,51E-02	7,17	1,39	4,07E-02	9,55E-01	-	-	-	-
7,67	2,90	1,26E-03	2,88E-02	7,33	1,41	3,89E-02	9,12E-01	-	-	-	-
7,73	2,85	1,41E-03	3,23E-02	7,50	1,41	3,89E-02	9,12E-01	-	-	-	-
7,83	2,79	1,62E-03	3,71E-02	7,67	1,40	3,98E-02	9,33E-01	-	-	-	-
7,92	2,73	1,86E-03	4,26E-02	7,83	1,38	4,17E-02	9,77E-01	-	-	-	-
8,00	2,67	2,14E-03	4,90E-02	8,00	1,38	4,17E-02	9,77E-01	-	-	-	-
8,12	2,60	2,51E-03	5,75E-02	8,17	1,38	4,17E-02	9,77E-01	-	-	-	-
8,17	2,56	2,75E-03	6,31E-02	8,33	1,38	4,17E-02	9,77E-01	-	-	-	-
8,28	2,44	3,63E-03	8,32E-02	8,50	1,37	4,27E-02	1,00E+00	-	-	-	-
8,33	2,38	4,17E-03	9,55E-02	8,67	1,39	4,07E-02	9,55E-01	-	-	-	-

(*continua*)

TABELA II.4: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da concentração hidrogeniônica normalizada ( $J(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo degrau, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. (*continuação*)

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	J(t)=Ci/Co	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	J(t)=Ci/Co	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	J(t)=Ci/Co
8,42	2,31	4,90E-03	1,12E-01	8,83	1,38	4,17E-02	9,77E-01	-	-	-	-
8,50	2,28	5,25E-03	1,20E-01	9,00	1,37	4,27E-02	1,00E+00	-	-	-	-
8,60	2,24	5,75E-03	1,32E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
8,67	2,22	6,03E-03	1,38E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
8,75	2,19	6,46E-03	1,48E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
8,83	2,16	6,92E-03	1,58E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
8,92	2,13	7,41E-03	1,70E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
9,00	2,08	8,32E-03	1,91E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
9,17	2,02	9,55E-03	2,19E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
9,33	1,96	1,10E-02	2,51E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
9,42	1,93	1,17E-02	2,69E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
9,50	1,90	1,26E-02	2,88E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
9,58	1,87	1,35E-02	3,09E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
9,67	1,80	1,58E-02	3,63E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
9,83	1,75	1,78E-02	4,07E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
9,92	1,73	1,86E-02	4,27E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
10,00	1,71	1,95E-02	4,47E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
10,10	1,70	2,00E-02	4,57E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
10,17	1,68	2,09E-02	4,79E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
10,25	1,67	2,14E-02	4,90E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
10,33	1,65	2,24E-02	5,13E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
10,43	1,64	2,29E-02	5,25E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
10,50	1,63	2,34E-02	5,37E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
10,67	1,60	2,51E-02	5,75E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
10,83	1,57	2,69E-02	6,17E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
10,93	1,55	2,82E-02	6,46E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,00	1,54	2,88E-02	6,61E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,08	1,52	3,02E-02	6,92E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,17	1,51	3,09E-02	7,08E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,25	1,49	3,24E-02	7,41E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,33	1,48	3,31E-02	7,59E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,43	1,47	3,39E-02	7,76E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,50	1,45	3,55E-02	8,13E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,67	1,44	3,63E-02	8,32E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,83	1,42	3,80E-02	8,71E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,00	1,40	3,98E-02	9,12E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,17	1,37	4,27E-02	9,77E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,33	1,36	4,37E-02	1,00E+00	-	-	-	-	-	-	-	-
12,50	1,34	4,57E-02	1,05E+00	-	-	-	-	-	-	-	-

(continua)





TABELA II.5: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s.

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H+]-[H+]i	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	[H+]-[H+]i	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	[H+]-[H+]i	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$
0,00	5,29	0,00E+00	0,00E+00	0,00	5,37	0,00E+00	0,0000E+00	0,00	5,37	0,00E+00	0,0000E+00
0,17	5,28	1,19E-07	1,46E-05	0,17	5,37	0,00E+00	0,0000E+00	0,17	5,36	9,94E-08	1,6561E-08
0,33	5,27	2,42E-07	2,96E-05	0,33	5,35	2,01E-07	8,9601E-05	0,33	5,36	9,94E-08	1,6561E-08
0,50	5,24	6,26E-07	7,65E-05	0,50	5,35	2,01E-07	8,9601E-05	0,50	5,35	2,01E-07	3,3507E-08
0,67	5,21	1,04E-06	1,27E-04	0,67	5,35	2,01E-07	8,9601E-05	0,67	5,34	3,05E-07	5,0848E-08
0,83	5,20	1,18E-06	1,44E-04	0,83	5,35	2,01E-07	8,9601E-05	0,75	5,32	5,21E-07	4,3375E-08
1,00	5,20	1,18E-06	1,44E-04	1,00	5,35	2,01E-07	8,9601E-05	0,83	5,29	8,63E-07	7,1902E-08
1,17	5,19	1,33E-06	1,62E-04	1,17	5,35	2,01E-07	8,9601E-05	0,88	5,26	1,23E-06	6,1481E-08
1,33	5,19	1,33E-06	1,62E-04	1,33	5,35	2,01E-07	8,9601E-05	0,93	5,21	1,90E-06	9,5008E-08
1,50	5,19	1,33E-06	1,62E-04	1,50	5,35	2,01E-07	8,9601E-05	1,00	5,17	2,50E-06	1,6634E-07
1,67	5,19	1,33E-06	1,62E-04	1,67	5,32	5,21E-07	2,3198E-04	1,05	5,06	4,44E-06	2,2219E-07
1,83	5,19	1,33E-06	1,62E-04	1,72	5,29	8,63E-07	3,8455E-04	1,10	4,87	9,22E-06	4,6119E-07
2,00	5,19	1,33E-06	1,62E-04	1,77	5,25	1,36E-06	6,0507E-04	1,17	4,69	1,62E-05	1,0768E-06
2,17	5,19	1,33E-06	1,62E-04	1,83	5,17	2,50E-06	1,1120E-03	1,22	4,46	3,04E-05	1,5204E-06
2,33	5,18	1,48E-06	1,81E-04	1,88	5,08	4,05E-06	1,8058E-03	1,27	4,28	4,82E-05	2,4107E-06
2,50	5,17	1,63E-06	2,00E-04	1,93	5,00	5,73E-06	2,5556E-03	1,33	4,14	6,82E-05	4,5452E-06
2,67	5,16	1,79E-06	2,19E-04	2,00	4,86	9,54E-06	4,2510E-03	1,38	3,94	1,11E-04	5,5275E-06
2,83	5,16	1,79E-06	2,19E-04	2,05	4,71	1,52E-05	6,7890E-03	1,43	3,79	1,58E-04	7,8958E-06
3,00	5,15	1,95E-06	2,39E-04	2,17	4,46	3,04E-05	1,3552E-02	1,50	3,68	2,05E-04	1,3644E-05
3,17	5,12	2,46E-06	3,00E-04	2,23	4,33	4,25E-05	1,8945E-02	1,55	3,54	2,84E-04	1,4207E-05
3,33	5,10	2,81E-06	3,44E-04	2,28	4,22	5,60E-05	2,4954E-02	1,60	3,45	3,51E-04	1,7527E-05
3,50	5,08	3,19E-06	3,90E-04	2,33	4,10	7,52E-05	3,3501E-02	1,67	3,36	4,32E-04	2,8817E-05
3,67	5,08	3,19E-06	3,90E-04	2,40	3,95	1,08E-04	4,8105E-02	1,72	3,27	5,33E-04	2,6638E-05
3,83	5,03	4,20E-06	5,14E-04	2,45	3,87	1,31E-04	5,8220E-02	1,77	3,21	6,12E-04	3,0616E-05
4,00	4,97	5,59E-06	6,83E-04	2,50	3,80	1,54E-04	6,8735E-02	1,83	3,14	7,20E-04	4,8011E-05
4,07	4,95	6,09E-06	7,45E-04	2,55	3,71	1,91E-04	8,5000E-02	1,88	3,09	8,09E-04	4,0428E-05
4,17	4,92	6,89E-06	8,43E-04	2,67	3,57	2,65E-04	1,1806E-01	1,95	3,05	8,87E-04	5,9132E-05
4,23	4,91	7,17E-06	8,77E-04	2,73	3,49	3,19E-04	1,4232E-01	2,00	3,02	9,51E-04	4,7536E-05
4,33	4,88	8,05E-06	9,85E-04	2,83	3,40	3,94E-04	1,7553E-01	2,05	2,99	1,02E-03	5,0951E-05
4,38	4,85	9,00E-06	1,10E-03	2,88	3,36	4,32E-04	1,9265E-01	2,17	2,97	1,07E-03	1,2451E-04
4,50	4,82	1,00E-05	1,22E-03	2,93	3,32	4,74E-04	2,1142E-01	2,23	2,94	1,14E-03	7,6259E-05
4,62	4,79	1,11E-05	1,36E-03	3,00	3,28	5,21E-04	2,3200E-01	2,27	2,94	1,14E-03	3,8130E-05
4,67	4,78	1,15E-05	1,40E-03	3,07	3,22	5,98E-04	2,6665E-01	2,33	2,94	1,14E-03	7,6259E-05
4,73	4,75	1,27E-05	1,55E-03	3,12	3,19	6,41E-04	2,8586E-01	2,43	2,95	1,12E-03	1,1178E-04
4,78	4,74	1,31E-05	1,60E-03	3,17	3,17	6,72E-04	2,9942E-01	2,50	2,99	1,02E-03	6,7935E-05
4,83	4,72	1,39E-05	1,70E-03	3,22	3,13	7,37E-04	3,2849E-01	2,50	3,01	9,73E-04	0,0000E+00
4,93	4,68	1,58E-05	1,93E-03	3,27	3,11	7,72E-04	3,4406E-01	2,58	3,01	9,73E-04	8,1081E-05
5,00	4,66	1,67E-05	2,05E-03	3,33	3,09	8,09E-04	3,6037E-01	2,62	3,05	8,87E-04	2,9566E-05
5,05	4,64	1,78E-05	2,17E-03	3,40	3,06	8,67E-04	3,8627E-01	2,67	3,08	8,27E-04	4,1375E-05

(continua)

TABELA II.5: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. *(continuação)*

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$
5,10	4,63	1,83E-05	2,24E-03	3,50	3,04	9,08E-04	4,0457E-01	2,77	3,10	7,90E-04	7,9006E-05
5,17	4,60	2,00E-05	2,44E-03	3,57	3,02	9,51E-04	4,2372E-01	2,83	3,17	6,72E-04	4,4788E-05
5,22	4,58	2,12E-05	2,59E-03	3,67	3,01	9,73E-04	4,3364E-01	2,90	3,22	5,98E-04	3,9886E-05
5,27	4,56	2,24E-05	2,74E-03	3,77	2,99	1,02E-03	4,5417E-01	2,95	3,27	5,33E-04	2,6638E-05
5,33	4,55	2,31E-05	2,82E-03	3,83	2,99	1,02E-03	4,5417E-01	3,00	3,32	4,74E-04	2,3718E-05
5,38	4,53	2,44E-05	2,98E-03	3,90	2,99	1,02E-03	4,5417E-01	3,05	3,36	4,32E-04	2,1613E-05
5,45	4,51	2,58E-05	3,15E-03	4,00	2,99	1,02E-03	4,5417E-01	3,12	3,40	3,94E-04	2,6256E-05
5,50	4,50	2,65E-05	3,24E-03	4,17	3,02	9,51E-04	4,2372E-01	3,17	3,46	3,42E-04	1,7124E-05
5,55	4,48	2,80E-05	3,42E-03	4,33	3,05	8,87E-04	3,9532E-01	3,25	3,51	3,05E-04	2,5397E-05
5,62	4,46	2,95E-05	3,61E-03	4,50	3,10	7,90E-04	3,5212E-01	3,28	3,58	2,59E-04	8,6254E-06
5,67	4,45	3,04E-05	3,71E-03	4,67	3,17	6,72E-04	2,9942E-01	3,33	3,63	2,30E-04	1,1508E-05
5,72	4,42	3,29E-05	4,02E-03	4,77	3,20	6,27E-04	2,7931E-01	3,38	3,67	2,10E-04	1,0477E-05
5,77	4,41	3,38E-05	4,13E-03	4,83	3,22	5,98E-04	2,6665E-01	3,43	3,72	1,86E-04	9,3140E-06
5,83	4,40	3,47E-05	4,24E-03	4,88	3,25	5,58E-04	2,4873E-01	3,50	3,77	1,66E-04	1,1037E-05
5,88	4,37	3,75E-05	4,59E-03	5,05	3,30	4,97E-04	2,2147E-01	3,55	3,83	1,44E-04	7,1823E-06
5,93	4,35	3,95E-05	4,83E-03	5,10	3,33	4,63E-04	2,0656E-01	3,60	3,89	1,25E-04	6,2280E-06
6,00	4,33	4,16E-05	5,09E-03	5,17	3,35	4,42E-04	1,9718E-01	3,67	3,93	1,13E-04	7,5483E-06
6,05	4,31	4,38E-05	5,36E-03	5,22	3,38	4,13E-04	1,8389E-01	3,72	3,99	9,81E-05	4,9032E-06
6,12	4,29	4,62E-05	5,64E-03	5,33	3,41	3,85E-04	1,7149E-01	3,83	4,05	8,49E-05	9,9003E-06
6,17	4,28	4,74E-05	5,79E-03	5,38	3,47	3,35E-04	1,4912E-01	3,88	4,14	6,82E-05	3,4089E-06
6,18	4,27	4,86E-05	5,94E-03	5,43	3,50	3,12E-04	1,3904E-01	3,93	4,20	5,88E-05	2,9415E-06
6,23	4,26	4,98E-05	6,09E-03	5,50	3,53	2,91E-04	1,2963E-01	4,00	4,25	5,20E-05	3,4646E-06
6,27	4,26	4,98E-05	6,09E-03	5,52	3,57	2,65E-04	1,1806E-01	4,05	4,31	4,47E-05	2,2356E-06
6,33	4,23	5,38E-05	6,57E-03	5,57	3,57	2,65E-04	1,1806E-01	4,10	4,37	3,84E-05	1,9196E-06
6,35	4,23	5,38E-05	6,57E-03	5,67	3,61	2,41E-04	1,0750E-01	4,17	4,40	3,55E-05	2,3697E-06
6,40	4,22	5,51E-05	6,74E-03	5,72	3,67	2,10E-04	9,3385E-02	4,22	4,46	3,04E-05	1,5204E-06
6,43	4,20	5,80E-05	7,09E-03	5,78	3,70	1,95E-04	8,7025E-02	4,27	4,50	2,74E-05	1,3678E-06
6,50	4,19	5,94E-05	7,27E-03	5,83	3,73	1,82E-04	8,1089E-02	4,33	4,54	2,46E-05	1,6383E-06
6,55	4,17	6,25E-05	7,64E-03	5,92	3,77	1,66E-04	7,3787E-02	4,38	4,60	2,09E-05	1,0427E-06
6,60	4,16	6,41E-05	7,83E-03	6,00	3,82	1,47E-04	6,5556E-02	4,43	4,64	1,86E-05	9,3214E-07
6,67	4,15	6,57E-05	8,03E-03	6,08	3,86	1,34E-04	5,9620E-02	4,50	4,68	1,66E-05	1,1085E-06
6,67	4,14	6,73E-05	8,23E-03	6,17	3,92	1,16E-04	5,1682E-02	4,55	4,72	1,48E-05	7,3944E-07
6,73	4,13	6,90E-05	8,44E-03	6,25	3,97	1,03E-04	4,5855E-02	4,60	4,75	1,35E-05	6,7585E-07
6,77	4,12	7,07E-05	8,65E-03	6,33	4,03	8,91E-05	3,9693E-02	4,67	4,79	1,20E-05	7,9682E-07
6,83	4,11	7,25E-05	8,86E-03	6,38	4,08	7,89E-05	3,5169E-02	4,68	4,83	1,05E-05	1,7542E-07
6,83	4,10	7,43E-05	9,08E-03	6,50	4,10	7,52E-05	3,3501E-02	4,73	4,85	9,86E-06	4,9298E-07
6,93	4,07	8,00E-05	9,78E-03	6,63	4,17	6,33E-05	2,8231E-02	4,78	4,86	9,54E-06	4,7690E-07
7,00	4,06	8,20E-05	1,00E-02	6,67	4,25	5,20E-05	2,3162E-02	4,83	4,88	8,92E-06	4,4584E-07

*(continua)*

TABELA II.5: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. *(continuação)*

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$
7,05	4,05	8,40E-05	1,03E-02	6,73	4,26	5,07E-05	2,2591E-02	4,83	4,91	8,04E-06	0,0000E+00
7,10	4,04	8,61E-05	1,05E-02	6,83	4,30	4,59E-05	2,0436E-02	4,90	4,92	7,76E-06	5,1712E-07
7,17	4,02	9,04E-05	1,10E-02	6,93	4,36	3,94E-05	1,7554E-02	4,93	4,96	6,70E-06	2,2330E-07
7,22	4,01	9,26E-05	1,13E-02	7,00	4,42	3,38E-05	1,5043E-02	5,00	4,98	6,21E-06	4,1370E-07
7,27	4,00	9,49E-05	1,16E-02	7,17	4,44	3,20E-05	1,4281E-02	5,05	5,00	5,73E-06	2,8671E-07
7,33	3,99	9,72E-05	1,19E-02	7,23	4,53	2,52E-05	1,1252E-02	5,10	5,02	5,28E-06	2,6421E-07
7,45	3,96	1,05E-04	1,28E-02	7,33	4,56	2,33E-05	1,0374E-02	5,17	5,03	5,07E-06	3,3778E-07
7,50	3,95	1,07E-04	1,31E-02	7,42	4,61	2,03E-05	9,0391E-03	5,22	5,07	4,25E-06	2,1228E-07
7,57	3,93	1,12E-04	1,37E-02	7,50	4,64	1,86E-05	8,3089E-03	5,33	5,08	4,05E-06	4,7271E-07
7,67	3,90	1,21E-04	1,48E-02	7,58	4,68	1,66E-05	7,4105E-03	5,40	5,10	3,68E-06	2,4517E-07
7,72	3,89	1,24E-04	1,51E-02	7,67	4,72	1,48E-05	6,5911E-03	5,50	5,12	3,32E-06	3,3200E-07
7,77	3,88	1,27E-04	1,55E-02	7,75	4,74	1,39E-05	6,2089E-03	5,62	5,15	2,81E-06	3,2826E-07
7,83	3,86	1,33E-04	1,62E-02	7,83	4,78	1,23E-05	5,4953E-03	5,67	5,18	2,34E-06	1,1706E-07
7,88	3,85	1,36E-04	1,66E-02	7,93	4,81	1,12E-05	5,0016E-03	5,77	5,19	2,19E-06	2,1907E-07
7,93	3,83	1,43E-04	1,75E-02	8,00	4,83	1,05E-05	4,6910E-03	5,83	5,21	1,90E-06	1,2668E-07
8,00	3,80	1,53E-04	1,87E-02	8,17	4,86	9,54E-06	4,2510E-03	5,92	5,22	1,76E-06	1,4665E-07
8,03	3,79	1,57E-04	1,92E-02	8,33	4,91	8,04E-06	3,5819E-03	6,00	5,22	1,76E-06	1,4665E-07
8,10	3,76	1,69E-04	2,06E-02	8,50	4,95	6,95E-06	3,0995E-03	6,08	5,24	1,49E-06	1,2405E-07
8,17	3,75	1,73E-04	2,11E-02	8,67	4,99	5,97E-06	2,6595E-03	6,17	5,25	1,36E-06	1,1313E-07
8,22	3,73	1,81E-04	2,21E-02	8,83	5,02	5,28E-06	2,3551E-03	6,25	5,26	1,23E-06	1,0247E-07
8,27	3,71	1,90E-04	2,32E-02	9,00	5,06	4,44E-06	1,9806E-03	6,33	5,27	1,10E-06	9,2044E-08
8,33	3,71	1,90E-04	2,32E-02	9,17	5,08	4,05E-06	1,8058E-03	6,50	5,27	1,10E-06	1,8409E-07
8,38	3,69	1,99E-04	2,43E-02	9,33	5,11	3,50E-06	1,5584E-03	6,67	5,28	9,82E-07	1,6371E-07
8,45	3,69	1,99E-04	2,43E-02	9,50	5,12	3,32E-06	1,4797E-03	6,83	5,30	7,46E-07	1,2435E-07
8,50	3,67	2,09E-04	2,55E-02	9,67	5,14	2,98E-06	1,3275E-03	7,00	5,31	6,32E-07	1,0533E-07
8,55	3,65	2,19E-04	2,67E-02	9,83	5,16	2,65E-06	1,1822E-03	7,17	5,31	6,32E-07	1,0533E-07
8,60	3,64	2,24E-04	2,74E-02	10,00	5,17	2,50E-06	1,1120E-03	7,33	5,31	6,32E-07	1,0533E-07
8,67	3,63	2,29E-04	2,80E-02	10,17	5,18	2,34E-06	1,0434E-03	7,50	5,32	5,21E-07	8,6751E-08
8,72	3,61	2,40E-04	2,94E-02	10,33	5,19	2,19E-06	9,7638E-04	7,67	5,33	4,12E-07	6,8593E-08
8,77	3,60	2,46E-04	3,01E-02	10,50	5,20	2,04E-06	9,1088E-04	7,83	5,31	6,32E-07	1,0533E-07
8,83	3,59	2,52E-04	3,08E-02	10,67	5,21	1,90E-06	8,4687E-04	8,00	5,34	3,05E-07	5,0848E-08
8,90	3,57	2,64E-04	3,23E-02	10,83	5,22	1,76E-06	7,8432E-04	8,17	5,35	2,01E-07	3,3507E-08
9,00	3,55	2,77E-04	3,38E-02	11,00	5,22	1,76E-06	7,8432E-04	8,33	5,34	3,05E-07	5,0848E-08
9,08	3,53	2,90E-04	3,55E-02	11,17	5,23	1,62E-06	7,2319E-04	8,50	5,35	2,01E-07	3,3507E-08
9,17	3,50	3,11E-04	3,80E-02	11,33	5,24	1,49E-06	6,6345E-04	8,67	5,36	9,94E-08	1,6561E-08
9,25	3,48	3,26E-04	3,99E-02	11,50	5,24	1,49E-06	6,6345E-04	8,83	5,36	9,94E-08	1,6561E-08
9,33	3,45	3,50E-04	4,28E-02	11,67	5,25	1,36E-06	6,0507E-04	9,00	5,36	9,94E-08	1,6561E-08
9,50	3,41	3,84E-04	4,69E-02	11,83	5,25	1,36E-06	6,0507E-04	9,17	5,36	9,94E-08	1,6561E-08
9,58	3,39	4,02E-04	4,92E-02	12,00	5,26	1,23E-06	5,4802E-04	9,33	5,36	9,94E-08	1,6561E-08

*(continua)*

TABELA II.5: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. *(continuação)*

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$
9,67	3,38	4,12E-04	5,03E-02	12,17	5,26	1,23E-06	5,4802E-04	9,50	5,36	9,94E-08	1,6561E-08
9,83	3,35	4,42E-04	5,40E-02	12,33	5,26	1,23E-06	5,4802E-04	9,67	5,36	9,94E-08	1,6561E-08
10,00	3,31	4,85E-04	5,93E-02	12,50	5,27	1,10E-06	4,9227E-04	9,83	5,35	2,01E-07	3,3507E-08
10,17	3,27	5,32E-04	6,50E-02	12,67	5,27	1,10E-06	4,9227E-04	10,00	5,37	0,00E+00	0,0000E+00
10,33	3,24	5,70E-04	6,97E-02	12,83	5,27	1,10E-06	4,9227E-04	10,17	5,37	0,00E+00	0,0000E+00
10,43	3,23	5,84E-04	7,14E-02	13,00	5,28	9,82E-07	4,3779E-04	10,33	5,38	-9,71E-08	-1,6184E-08
10,50	3,20	6,26E-04	7,65E-02	13,17	5,27	1,10E-06	4,9227E-04	10,50	5,37	0,00E+00	0,0000E+00
10,67	3,18	6,56E-04	8,01E-02	13,33	5,29	8,63E-07	3,8455E-04	10,67	5,38	-9,71E-08	-1,6184E-08
10,75	3,17	6,71E-04	8,20E-02	13,50	5,29	8,63E-07	3,8455E-04	10,83	5,38	-9,71E-08	-1,6184E-08
10,83	3,16	6,87E-04	8,40E-02	13,67	5,30	7,46E-07	3,3252E-04	11,00	5,38	-9,71E-08	-1,6184E-08
10,92	3,15	7,03E-04	8,59E-02	13,83	5,30	7,46E-07	3,3252E-04	11,17	5,38	-9,71E-08	-1,6184E-08
11,00	3,14	7,19E-04	8,79E-02	14,00	5,30	7,46E-07	3,3252E-04	-	-	-	-
11,08	3,12	7,53E-04	9,21E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
11,17	3,12	7,53E-04	9,21E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
11,25	3,10	7,89E-04	9,65E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
11,33	3,10	7,89E-04	9,65E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
11,50	3,08	8,27E-04	1,01E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,67	3,07	8,46E-04	1,03E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,83	3,06	8,66E-04	1,06E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,00	3,04	9,07E-04	1,11E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,17	3,03	9,28E-04	1,13E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,33	3,02	9,50E-04	1,16E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,50	3,01	9,72E-04	1,19E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,67	3,00	9,95E-04	1,22E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,83	3,00	9,95E-04	1,22E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,00	2,99	1,02E-03	1,24E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,17	2,99	1,02E-03	1,24E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,33	2,99	1,02E-03	1,24E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,50	2,99	1,02E-03	1,24E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,67	2,99	1,02E-03	1,24E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,83	3,00	9,95E-04	1,22E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,00	3,00	9,95E-04	1,22E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,17	3,01	9,72E-04	1,19E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,33	3,01	9,72E-04	1,19E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,50	3,02	9,50E-04	1,16E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,67	3,03	9,28E-04	1,13E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,83	3,04	9,07E-04	1,11E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
15,00	3,05	8,86E-04	1,08E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
15,17	3,07	8,46E-04	1,03E-01	-	-	-	-	-	-	-	-

*(continua)*

TABELA II.5: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. *(continuação)*

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	$[H^+]-[H^+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	$[H^+]-[H^+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	$[H^+]-[H^+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$
15,33	3,08	8,27E-04	1,01E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
15,50	3,10	7,89E-04	9,65E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
15,67	3,11	7,71E-04	9,43E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
15,83	3,13	7,36E-04	9,00E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,00	3,15	7,03E-04	8,59E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,17	3,17	6,71E-04	8,20E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,33	3,18	6,56E-04	8,01E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,50	3,20	6,26E-04	7,65E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,67	3,22	5,97E-04	7,30E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,83	3,24	5,70E-04	6,97E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,00	3,27	5,32E-04	6,50E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,17	3,29	5,08E-04	6,21E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,33	3,32	4,74E-04	5,79E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,50	3,34	4,52E-04	5,53E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,67	3,36	4,31E-04	5,27E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,83	3,39	4,02E-04	4,92E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,00	3,42	3,75E-04	4,59E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,17	3,43	3,66E-04	4,48E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,33	3,47	3,34E-04	4,08E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,50	3,48	3,26E-04	3,99E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,67	3,51	3,04E-04	3,72E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,83	3,54	2,83E-04	3,46E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,00	3,57	2,64E-04	3,23E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,17	3,60	2,46E-04	3,01E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,33	3,62	2,35E-04	2,87E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,50	3,64	2,24E-04	2,74E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,67	3,67	2,09E-04	2,55E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,83	3,70	1,94E-04	2,38E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
20,00	3,72	1,85E-04	2,27E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
20,17	3,75	1,73E-04	2,11E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
20,33	3,77	1,65E-04	2,01E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
20,50	3,80	1,53E-04	1,87E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
20,67	3,83	1,43E-04	1,75E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
20,83	3,86	1,33E-04	1,62E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
21,00	3,88	1,27E-04	1,55E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
21,17	3,91	1,18E-04	1,44E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
21,33	3,93	1,12E-04	1,37E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
21,50	3,96	1,05E-04	1,28E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
21,67	3,98	9,96E-05	1,22E-02	-	-	-	-	-	-	-	-

*(continua)*

TABELA II.5: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. *(continuação)*

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$
21,83	4,01	9,26E-05	1,13E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
22,00	4,03	8,82E-05	1,08E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
22,17	4,05	8,40E-05	1,03E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
22,33	4,07	8,00E-05	9,78E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
22,50	4,10	7,43E-05	9,08E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
22,67	4,11	7,25E-05	8,86E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
22,83	4,14	6,73E-05	8,23E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
23,00	4,16	6,41E-05	7,83E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
23,17	4,19	5,94E-05	7,27E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
23,33	4,20	5,80E-05	7,09E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
23,50	4,23	5,38E-05	6,57E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
23,67	4,24	5,24E-05	6,41E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
23,83	4,26	4,98E-05	6,09E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
24,00	4,27	4,86E-05	5,94E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
24,17	4,29	4,62E-05	5,64E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
24,33	4,30	4,50E-05	5,50E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
24,50	4,31	4,38E-05	5,36E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
24,67	4,33	4,16E-05	5,09E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
24,83	4,34	4,06E-05	4,96E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
25,00	4,37	3,75E-05	4,59E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
25,17	4,39	3,56E-05	4,35E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
25,33	4,39	3,56E-05	4,35E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
25,50	4,41	3,38E-05	4,13E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
25,67	4,43	3,20E-05	3,92E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
25,83	4,44	3,12E-05	3,81E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
26,00	4,46	2,95E-05	3,61E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
26,17	4,47	2,88E-05	3,52E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
26,33	4,48	2,80E-05	3,42E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
26,50	4,49	2,72E-05	3,33E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
26,67	4,50	2,65E-05	3,24E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
26,83	4,51	2,58E-05	3,15E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
27,00	4,52	2,51E-05	3,07E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
27,17	4,53	2,44E-05	2,98E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
27,33	4,55	2,31E-05	2,82E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
27,50	4,56	2,24E-05	2,74E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
27,67	4,57	2,18E-05	2,66E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
27,83	4,58	2,12E-05	2,59E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
28,00	4,59	2,06E-05	2,52E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
28,17	4,60	2,00E-05	2,44E-03	-	-	-	-	-	-	-	-

*(continua)*

TABELA II.5: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. *(continuação)*

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$
28,33	4,62	1,89E-05	2,31E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
28,50	4,63	1,83E-05	2,24E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
28,67	4,63	1,83E-05	2,24E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
28,83	4,64	1,78E-05	2,17E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
29,00	4,65	1,73E-05	2,11E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
29,17	4,66	1,67E-05	2,05E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
29,33	4,67	1,63E-05	1,99E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
29,50	4,68	1,58E-05	1,93E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
29,67	4,69	1,53E-05	1,87E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
29,83	4,69	1,53E-05	1,87E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
30,00	4,70	1,48E-05	1,81E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
30,17	4,71	1,44E-05	1,76E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
30,33	4,72	1,39E-05	1,70E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
30,50	4,72	1,39E-05	1,70E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
30,67	4,73	1,35E-05	1,65E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
30,83	4,74	1,31E-05	1,60E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
31,00	4,74	1,31E-05	1,60E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
31,17	4,75	1,27E-05	1,55E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
31,33	4,76	1,22E-05	1,50E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
31,50	4,76	1,22E-05	1,50E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
31,67	4,77	1,19E-05	1,45E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
31,83	4,77	1,19E-05	1,45E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
32,00	4,78	1,15E-05	1,40E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
32,17	4,78	1,15E-05	1,40E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
32,33	4,79	1,11E-05	1,36E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
32,50	4,80	1,07E-05	1,31E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
32,67	4,80	1,07E-05	1,31E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
32,83	4,81	1,04E-05	1,27E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
33,00	4,81	1,04E-05	1,27E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
33,17	4,82	1,00E-05	1,22E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
33,33	4,82	1,00E-05	1,22E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
33,50	4,83	9,66E-06	1,18E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
33,67	4,83	9,66E-06	1,18E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
33,83	4,84	9,33E-06	1,14E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
34,00	4,84	9,33E-06	1,14E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
34,17	4,85	9,00E-06	1,10E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
34,33	4,85	9,00E-06	1,10E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
34,50	4,86	8,68E-06	1,06E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
34,67	4,86	8,68E-06	1,06E-03	-	-	-	-	-	-	-	-

*(continua)*





TABELA II.6: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso rebatido, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s.

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H+]-[H+]i	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta ti$	Tempo	pH	[H+]-[H+]i	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta ti$	Tempo	pH	[H+]-[H+]i	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta ti$
0,00	5,29	0,00E+00	0,00E+00	0,00	5,37	0,00E+00	0,00E+00	0,00	5,37	0,00E+00	0,00E+00
0,17	5,28	1,19E-07	1,70E-05	0,17	5,37	0,00E+00	0,00E+00	0,17	5,36	9,94E-08	7,99E-05
0,33	5,27	2,42E-07	3,44E-05	0,33	5,35	2,01E-07	1,08E-04	0,33	5,36	9,94E-08	7,99E-05
0,50	5,24	6,26E-07	8,90E-05	0,50	5,35	2,01E-07	1,08E-04	0,50	5,35	2,01E-07	1,62E-04
0,67	5,21	1,04E-06	1,47E-04	0,67	5,35	2,01E-07	1,08E-04	0,67	5,34	3,05E-07	2,45E-04
0,83	5,20	1,18E-06	1,68E-04	0,83	5,35	2,01E-07	1,08E-04	0,75	5,32	5,21E-07	4,19E-04
1,00	5,20	1,18E-06	1,68E-04	1,00	5,35	2,01E-07	1,08E-04	0,83	5,29	8,63E-07	6,94E-04
1,17	5,19	1,33E-06	1,89E-04	1,17	5,35	2,01E-07	1,08E-04	0,88	5,26	1,23E-06	9,89E-04
1,33	5,19	1,33E-06	1,89E-04	1,33	5,35	2,01E-07	1,08E-04	0,93	5,21	1,90E-06	1,53E-03
1,50	5,19	1,33E-06	1,89E-04	1,50	5,35	2,01E-07	1,08E-04	1,00	5,17	2,50E-06	2,01E-03
1,67	5,19	1,33E-06	1,89E-04	1,67	5,32	5,21E-07	2,79E-04	1,05	5,06	4,44E-06	3,57E-03
1,83	5,19	1,33E-06	1,89E-04	1,72	5,29	8,63E-07	4,63E-04	1,10	4,87	9,22E-06	7,42E-03
2,00	5,19	1,33E-06	1,89E-04	1,77	5,25	1,36E-06	7,28E-04	1,17	4,69	1,62E-05	1,30E-02
2,17	5,19	1,33E-06	1,89E-04	1,83	5,17	2,50E-06	1,34E-03	1,22	4,46	3,04E-05	2,45E-02
2,33	5,18	1,48E-06	2,10E-04	1,88	5,08	4,05E-06	2,17E-03	1,27	4,28	4,82E-05	3,88E-02
2,50	5,17	1,63E-06	2,32E-04	1,93	5,00	5,73E-06	3,08E-03	1,33	4,14	6,82E-05	5,48E-02
2,67	5,16	1,79E-06	2,54E-04	2,00	4,86	9,54E-06	5,12E-03	1,38	3,94	1,11E-04	8,89E-02
2,83	5,16	1,79E-06	2,54E-04	2,05	4,71	1,52E-05	8,17E-03	1,43	3,79	1,58E-04	1,27E-01
3,00	5,15	1,95E-06	2,77E-04	2,17	4,46	3,04E-05	1,63E-02	1,50	3,68	2,05E-04	1,65E-01
3,17	5,12	2,46E-06	3,49E-04	2,23	4,33	4,25E-05	2,28E-02	1,55	3,54	2,84E-04	2,29E-01
3,33	5,10	2,81E-06	4,00E-04	2,28	4,22	5,60E-05	3,00E-02	1,60	3,45	3,51E-04	2,82E-01
3,50	5,08	3,19E-06	4,53E-04	2,33	4,10	7,52E-05	4,03E-02	1,67	3,36	4,32E-04	3,48E-01
3,67	5,08	3,19E-06	4,53E-04	2,40	3,95	1,08E-04	5,79E-02	1,72	3,27	5,33E-04	4,29E-01
3,83	5,03	4,20E-06	5,98E-04	2,45	3,87	1,31E-04	7,01E-02	1,77	3,21	6,12E-04	4,93E-01
4,00	4,97	5,59E-06	7,94E-04	2,50	3,80	1,54E-04	8,27E-02	1,83	3,14	7,20E-04	5,79E-01
4,07	4,95	6,09E-06	8,66E-04	2,55	3,71	1,91E-04	1,02E-01	1,88	3,09	8,09E-04	6,50E-01
4,17	4,92	6,89E-06	9,80E-04	2,67	3,57	2,65E-04	1,42E-01	1,95	3,05	8,87E-04	7,14E-01
4,23	4,91	7,17E-06	1,02E-03	2,73	3,49	3,19E-04	1,71E-01	2,00	3,02	9,51E-04	7,65E-01
4,33	4,88	8,05E-06	1,14E-03	2,83	3,40	3,94E-04	2,11E-01	2,05	2,99	1,02E-03	8,20E-01
4,38	4,85	9,00E-06	1,28E-03	2,88	3,36	4,32E-04	2,32E-01	2,17	2,97	1,07E-03	8,59E-01
4,50	4,82	1,00E-05	1,42E-03	2,93	3,32	4,74E-04	2,54E-01	2,23	2,94	1,14E-03	9,20E-01
4,62	4,79	1,11E-05	1,58E-03	3,00	3,28	5,21E-04	2,79E-01	2,27	2,94	1,14E-03	9,20E-01
4,67	4,78	1,15E-05	1,63E-03	3,07	3,22	5,98E-04	3,21E-01	2,33	2,94	1,14E-03	9,20E-01
4,73	4,75	1,27E-05	1,80E-03	3,12	3,19	6,41E-04	3,44E-01	2,45	2,97	1,07E-03	8,59E-01
4,78	4,74	1,31E-05	1,86E-03	3,17	3,17	6,72E-04	3,60E-01	2,50	2,99	1,02E-03	8,20E-01
4,83	4,72	1,39E-05	1,98E-03	3,22	3,13	7,37E-04	3,95E-01	2,55	3,02	9,51E-04	7,65E-01
4,93	4,68	1,58E-05	2,24E-03	3,27	3,11	7,72E-04	4,14E-01	2,62	3,05	8,87E-04	7,14E-01
5,00	4,66	1,67E-05	2,38E-03	3,33	3,09	8,09E-04	4,34E-01	2,67	3,09	8,09E-04	6,50E-01
5,05	4,64	1,78E-05	2,53E-03	3,40	3,06	8,67E-04	4,65E-01	2,73	3,14	7,20E-04	5,79E-01

(continua)

TABELA II.6: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso rebatido, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. *(continuação)*

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$
5,10	4,63	1,83E-05	2,60E-03	3,50	3,04	9,08E-04	4,87E-01	2,78	3,21	6,12E-04	4,93E-01
5,17	4,60	2,00E-05	2,84E-03	3,57	3,02	9,51E-04	5,10E-01	2,83	3,27	5,33E-04	4,29E-01
5,22	4,58	2,12E-05	3,01E-03	3,67	3,01	9,73E-04	5,22E-01	2,90	3,36	4,32E-04	3,48E-01
5,27	4,56	2,24E-05	3,19E-03	3,77	2,99	1,02E-03	5,47E-01	2,95	3,45	3,51E-04	2,82E-01
5,33	4,55	2,31E-05	3,28E-03	3,83	2,99	1,02E-03	5,47E-01	3,00	3,54	2,84E-04	2,29E-01
5,38	4,53	2,44E-05	3,47E-03	3,90	2,99	1,02E-03	5,47E-01	3,07	3,68	2,05E-04	1,65E-01
5,45	4,51	2,58E-05	3,66E-03	4,00	2,99	1,02E-03	5,47E-01	3,12	3,79	1,58E-04	1,27E-01
5,50	4,50	2,65E-05	3,77E-03	4,10	3,01	9,73E-04	5,22E-01	3,17	3,94	1,11E-04	8,89E-02
5,55	4,48	2,80E-05	3,98E-03	4,17	3,02	9,51E-04	5,10E-01	3,23	4,14	6,82E-05	5,48E-02
5,62	4,46	2,95E-05	4,20E-03	4,27	3,04	9,08E-04	4,87E-01	3,28	4,28	4,82E-05	3,88E-02
5,67	4,45	3,04E-05	4,31E-03	4,33	3,06	8,67E-04	4,65E-01	3,33	4,46	3,04E-05	2,45E-02
5,72	4,42	3,29E-05	4,68E-03	4,40	3,09	8,09E-04	4,34E-01	3,40	4,69	1,62E-05	1,30E-02
5,77	4,41	3,38E-05	4,80E-03	4,45	3,11	7,72E-04	4,14E-01	3,45	4,87	9,22E-06	7,42E-03
5,83	4,40	3,47E-05	4,93E-03	4,50	3,13	7,37E-04	3,95E-01	3,50	5,06	4,44E-06	3,57E-03
5,88	4,37	3,75E-05	5,34E-03	4,55	3,17	6,72E-04	3,60E-01	3,57	5,17	2,50E-06	2,01E-03
5,93	4,35	3,95E-05	5,62E-03	4,60	3,19	6,41E-04	3,44E-01	3,62	5,21	1,90E-06	1,53E-03
6,00	4,33	4,16E-05	5,92E-03	4,67	3,22	5,98E-04	3,21E-01	3,67	5,26	1,23E-06	9,89E-04
6,05	4,31	4,38E-05	6,23E-03	4,73	3,28	5,21E-04	2,79E-01	3,75	5,29	8,63E-07	6,94E-04
6,12	4,29	4,62E-05	6,56E-03	4,78	3,32	4,74E-04	2,54E-01	3,83	5,32	5,21E-07	4,19E-04
6,17	4,28	4,74E-05	6,73E-03	4,83	3,36	4,32E-04	2,32E-01	4,00	5,34	3,05E-07	2,45E-04
6,18	4,27	4,86E-05	6,91E-03	4,93	3,40	3,94E-04	2,11E-01	4,17	5,35	2,01E-07	1,62E-04
6,23	4,26	4,98E-05	7,08E-03	5,00	3,49	3,19E-04	1,71E-01	4,33	5,36	9,94E-08	7,99E-05
6,27	4,26	4,98E-05	7,08E-03	5,12	3,57	2,65E-04	1,42E-01	4,50	5,36	9,94E-08	7,99E-05
6,33	4,23	5,38E-05	7,64E-03	5,17	3,71	1,91E-04	1,02E-01	4,50	5,37	0,00E+00	0,00E+00
6,35	4,23	5,38E-05	7,64E-03	5,22	3,80	1,54E-04	8,27E-02	-	-	-	-
6,40	4,22	5,51E-05	7,84E-03	5,27	3,87	1,31E-04	7,01E-02	-	-	-	-
6,43	4,20	5,80E-05	8,24E-03	5,33	3,95	1,08E-04	5,79E-02	-	-	-	-
6,50	4,19	5,94E-05	8,45E-03	5,38	4,10	7,52E-05	4,03E-02	-	-	-	-
6,55	4,17	6,25E-05	8,88E-03	5,43	4,22	5,60E-05	3,00E-02	-	-	-	-
6,60	4,16	6,41E-05	9,11E-03	5,50	4,33	4,25E-05	2,28E-02	-	-	-	-
6,67	4,15	6,57E-05	9,33E-03	5,62	4,46	3,04E-05	1,63E-02	-	-	-	-
6,67	4,14	6,73E-05	9,57E-03	5,67	4,71	1,52E-05	8,17E-03	-	-	-	-
6,73	4,13	6,90E-05	9,81E-03	5,73	4,86	9,54E-06	5,12E-03	-	-	-	-
6,77	4,12	7,07E-05	1,01E-02	5,78	5,00	5,73E-06	3,08E-03	-	-	-	-
6,83	4,11	7,25E-05	1,03E-02	5,83	5,08	4,05E-06	2,17E-03	-	-	-	-
6,83	4,10	7,43E-05	1,06E-02	5,90	5,17	2,50E-06	1,34E-03	-	-	-	-
6,93	4,07	8,00E-05	1,14E-02	5,95	5,25	1,36E-06	7,28E-04	-	-	-	-
7,00	4,06	8,20E-05	1,17E-02	6,00	5,29	8,63E-07	4,63E-04	-	-	-	-
7,05	4,05	8,40E-05	1,19E-02	6,17	5,32	5,21E-07	2,79E-04	-	-	-	-

*(continua)*

TABELA II.6: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso rebatido, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. *(continuação)*

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$	Tempo	pH	[H <sup>+</sup> ]-[H <sup>+</sup> ] <sub>i</sub>	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$
7,10	4,04	8,61E-05	1,22E-02	6,33	5,35	2,01E-07	1,08E-04	-	-	-	-
7,17	4,02	9,04E-05	1,28E-02	6,50	5,35	2,01E-07	1,08E-04	-	-	-	-
7,22	4,01	9,26E-05	1,32E-02	6,67	5,35	2,01E-07	1,08E-04	-	-	-	-
7,27	4,00	9,49E-05	1,35E-02	6,83	5,35	2,01E-07	1,08E-04	-	-	-	-
7,33	3,99	9,72E-05	1,38E-02	7,00	5,35	2,01E-07	1,08E-04	-	-	-	-
7,45	3,96	1,05E-04	1,49E-02	7,17	5,35	2,01E-07	1,08E-04	-	-	-	-
7,50	3,95	1,07E-04	1,52E-02	7,33	5,35	2,01E-07	1,08E-04	-	-	-	-
7,57	3,93	1,12E-04	1,60E-02	7,50	5,35	2,01E-07	1,08E-04	-	-	-	-
7,67	3,90	1,21E-04	1,72E-02	7,67	5,37	0,00E+00	0,00E+00	-	-	-	-
7,72	3,89	1,24E-04	1,76E-02	7,67	5,37	0,00E+00	0,00E+00	-	-	-	-
7,77	3,88	1,27E-04	1,80E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
7,83	3,86	1,33E-04	1,89E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
7,88	3,85	1,36E-04	1,94E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
7,93	3,83	1,43E-04	2,03E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,00	3,80	1,53E-04	2,18E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,03	3,79	1,57E-04	2,23E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,10	3,76	1,69E-04	2,40E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,17	3,75	1,73E-04	2,46E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,22	3,73	1,81E-04	2,57E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,27	3,71	1,90E-04	2,70E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,33	3,71	1,90E-04	2,70E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,38	3,69	1,99E-04	2,83E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,45	3,69	1,99E-04	2,83E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,50	3,67	2,09E-04	2,97E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,55	3,65	2,19E-04	3,11E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,60	3,64	2,24E-04	3,18E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,67	3,63	2,29E-04	3,26E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,72	3,61	2,40E-04	3,42E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,77	3,60	2,46E-04	3,50E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,83	3,59	2,52E-04	3,58E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
8,90	3,57	2,64E-04	3,75E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
9,00	3,55	2,77E-04	3,93E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
9,08	3,53	2,90E-04	4,12E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
9,17	3,50	3,11E-04	4,42E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
9,25	3,48	3,26E-04	4,63E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
9,33	3,45	3,50E-04	4,97E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
9,50	3,41	3,84E-04	5,46E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
9,58	3,39	4,02E-04	5,72E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
9,67	3,38	4,12E-04	5,85E-02	-	-	-	-	-	-	-	-

*(continua)*

TABELA II.6: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso rebatido, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. (*continuação*)

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$
9,83	3,35	4,42E-04	6,28E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
10,00	3,31	4,85E-04	6,89E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
10,17	3,27	5,32E-04	7,56E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
10,33	3,24	5,70E-04	8,11E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
10,43	3,23	5,84E-04	8,30E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
10,50	3,20	6,26E-04	8,90E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
10,67	3,18	6,56E-04	9,32E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
10,75	3,17	6,71E-04	9,54E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
10,83	3,16	6,87E-04	9,76E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
10,92	3,15	7,03E-04	9,99E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
11,00	3,14	7,19E-04	1,02E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,08	3,12	7,53E-04	1,07E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,17	3,12	7,53E-04	1,07E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,25	3,10	7,89E-04	1,12E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,33	3,10	7,89E-04	1,12E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,50	3,08	8,27E-04	1,18E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,67	3,07	8,46E-04	1,20E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
11,83	3,06	8,66E-04	1,23E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,00	3,04	9,07E-04	1,29E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,17	3,03	9,28E-04	1,32E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,33	3,02	9,50E-04	1,35E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,50	3,01	9,72E-04	1,38E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,67	3,00	9,95E-04	1,41E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
12,83	3,00	9,95E-04	1,41E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,00	2,99	1,02E-03	1,45E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,17	2,99	1,02E-03	1,45E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,33	2,99	1,02E-03	1,45E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,50	2,99	1,02E-03	1,45E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,67	2,99	1,02E-03	1,45E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
13,84	3,00	9,95E-04	1,41E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,01	3,00	9,95E-04	1,41E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,18	3,01	9,72E-04	1,38E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,35	3,02	9,50E-04	1,35E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,52	3,03	9,28E-04	1,32E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,69	3,04	9,07E-04	1,29E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
14,86	3,06	8,66E-04	1,23E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
15,03	3,07	8,46E-04	1,20E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
15,20	3,08	8,27E-04	1,18E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
15,28	3,10	7,89E-04	1,12E-01	-	-	-	-	-	-	-	-

(*continua*)

TABELA II.6: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso rebatido, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. (*continuação*)

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$
15,36	3,10	7,89E-04	1,12E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
15,44	3,12	7,53E-04	1,07E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
15,52	3,12	7,53E-04	1,07E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
15,60	3,14	7,19E-04	1,02E-01	-	-	-	-	-	-	-	-
15,68	3,15	7,03E-04	9,99E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
15,76	3,16	6,87E-04	9,76E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
15,84	3,17	6,71E-04	9,54E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,10	3,18	6,56E-04	9,32E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,17	3,20	6,26E-04	8,90E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,27	3,23	5,84E-04	8,30E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,44	3,24	5,70E-04	8,11E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,61	3,27	5,32E-04	7,56E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,78	3,31	4,85E-04	6,89E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
16,95	3,35	4,42E-04	6,28E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,03	3,38	4,12E-04	5,85E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,11	3,39	4,02E-04	5,72E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,28	3,41	3,84E-04	5,46E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,36	3,45	3,50E-04	4,97E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,45	3,48	3,26E-04	4,63E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,53	3,50	3,11E-04	4,42E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,61	3,53	2,90E-04	4,12E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,71	3,55	2,77E-04	3,93E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,78	3,57	2,64E-04	3,75E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,85	3,59	2,52E-04	3,58E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,90	3,60	2,46E-04	3,50E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
17,95	3,61	2,40E-04	3,42E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,01	3,63	2,29E-04	3,26E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,06	3,64	2,24E-04	3,18E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,11	3,65	2,19E-04	3,11E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,16	3,67	2,09E-04	2,97E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,21	3,69	1,99E-04	2,83E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,28	3,69	1,99E-04	2,83E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,33	3,71	1,90E-04	2,70E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,40	3,71	1,90E-04	2,70E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,45	3,73	1,81E-04	2,57E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,51	3,75	1,73E-04	2,46E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,58	3,76	1,69E-04	2,40E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,61	3,79	1,57E-04	2,23E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,68	3,80	1,53E-04	2,18E-02	-	-	-	-	-	-	-	-

(*continua*)

TABELA II.6: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso rebatido, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. (*continuação*)

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$	Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=Ci/\Sigma Ci\Delta t_i$
18,73	3,83	1,43E-04	2,03E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,78	3,85	1,36E-04	1,94E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,85	3,86	1,33E-04	1,89E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,90	3,88	1,27E-04	1,80E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
18,95	3,89	1,24E-04	1,76E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,05	3,90	1,21E-04	1,72E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,11	3,93	1,12E-04	1,60E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,16	3,95	1,07E-04	1,52E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,28	3,96	1,05E-04	1,49E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,35	3,99	9,72E-05	1,38E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,40	4,00	9,49E-05	1,35E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,45	4,01	9,26E-05	1,32E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,51	4,02	9,04E-05	1,28E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,56	4,04	8,61E-05	1,22E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,61	4,05	8,40E-05	1,19E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,68	4,06	8,20E-05	1,17E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,78	4,07	8,00E-05	1,14E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,78	4,10	7,43E-05	1,06E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,85	4,11	7,25E-05	1,03E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,88	4,12	7,07E-05	1,01E-02	-	-	-	-	-	-	-	-
19,95	4,13	6,90E-05	9,81E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
19,95	4,14	6,73E-05	9,57E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,01	4,15	6,57E-05	9,33E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,06	4,16	6,41E-05	9,11E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,11	4,17	6,25E-05	8,88E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,18	4,19	5,94E-05	8,45E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,21	4,20	5,80E-05	8,24E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,26	4,22	5,51E-05	7,84E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,33	4,23	5,38E-05	7,64E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,35	4,23	5,38E-05	7,64E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,40	4,26	4,98E-05	7,08E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,43	4,26	4,98E-05	7,08E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,45	4,27	4,86E-05	6,91E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,50	4,28	4,74E-05	6,73E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,56	4,29	4,62E-05	6,56E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,61	4,31	4,38E-05	6,23E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,68	4,33	4,16E-05	5,92E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,73	4,35	3,95E-05	5,62E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,78	4,37	3,75E-05	5,34E-03	-	-	-	-	-	-	-	-

(*continua*)

TABELA II.6: Resultados experimentais da variação do pH, da concentração hidrogeniônica e da distribuição do tempo de residência ( $J'(t)$ ), obtidos para a determinação da distribuição do tempo de residência e do regime de escoamento nos ensaios com perturbação tipo pulso rebatido, para as condições com velocidade superficial de recirculação de 0,16 cm/s, 0,48 cm/s e 0,80 cm/s. (*continuação*)

0,16 cm/s				0,48 cm/s				0,80 cm/s			
Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$	Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$	Tempo	pH	$[H^+]-[H+]_i$	$J'(t)=C_i/\Sigma C_i \Delta t_i$
20,85	4,40	3,47E-05	4,93E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,90	4,41	3,38E-05	4,80E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
20,95	4,42	3,29E-05	4,68E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,00	4,45	3,04E-05	4,31E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,06	4,46	2,95E-05	4,20E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,11	4,48	2,80E-05	3,98E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,16	4,50	2,65E-05	3,77E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,23	4,51	2,58E-05	3,66E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,28	4,53	2,44E-05	3,47E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,35	4,55	2,31E-05	3,28E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,40	4,56	2,24E-05	3,19E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,45	4,58	2,12E-05	3,01E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,51	4,60	2,00E-05	2,84E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,56	4,63	1,83E-05	2,60E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,61	4,64	1,78E-05	2,53E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,68	4,66	1,67E-05	2,38E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,78	4,68	1,58E-05	2,24E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,83	4,72	1,39E-05	1,98E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,88	4,74	1,31E-05	1,86E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
21,95	4,75	1,27E-05	1,80E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
22,00	4,78	1,15E-05	1,63E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
22,11	4,79	1,11E-05	1,58E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
22,23	4,82	1,00E-05	1,42E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
22,28	4,85	9,00E-06	1,28E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
22,38	4,88	8,05E-06	1,14E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
22,45	4,91	7,17E-06	1,02E-03	-	-	-	-	-	-	-	-
22,55	4,92	6,89E-06	9,80E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
22,61	4,95	6,09E-06	8,66E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
22,78	4,97	5,59E-06	7,94E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
22,95	5,03	4,20E-06	5,98E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
23,11	5,08	3,19E-06	4,53E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
23,28	5,08	3,19E-06	4,53E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
23,45	5,10	2,81E-06	4,00E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
23,61	5,12	2,46E-06	3,49E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
23,78	5,15	1,95E-06	2,77E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
23,95	5,16	1,79E-06	2,54E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
24,11	5,16	1,79E-06	2,54E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
24,28	5,17	1,63E-06	2,32E-04	-	-	-	-	-	-	-	-
24,45	5,18	1,48E-06	2,10E-04	-	-	-	-	-	-	-	-

(*continua*)





## **ANEXO III**

TABELA III.1: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no afluente durante a operação da FASE I.

Ciclo nº	Meio nº	C <sub>SA</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
3	1	2077	-	-	-	-	-	-	-
9	2	2108	8,50	903,1	287,6	1190,7	-	0,32	-
27	3	1910	-	-	-	-	-	-	-
30	4	2885	-	-	-	-	-	-	-
48	5	2020	8,80	880,1	184,1	1064,1	1036,9	0,21	38,4
54	6	1960	9,10	851,3	155,3	1006,6	983,5	0,18	32,5
66	7	1964	-	-	-	-	-	-	-

TABELA III.2: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no efluente durante a operação da FASE I.

Ciclo nº	C <sub>ST</sub>	ε <sub>T</sub>	C <sub>SF</sub>	ε <sub>F</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
9	1879	12	1861	13	6,80	309,1	575,6	884,8	336,9	1,86	771,7
12	1827	14	1790	16	-	-	-	-	-	-	-
27	1561	27	1525	28	-	-	-	-	-	-	-
30	1584	26	1531	28	6,83	431,4	661,5	1092,9	543,0	1,53	774,5
48	1761	17	1709	20	6,70	299,1	592,5	891,6	275,1	1,98	868,2
54	1889	11	1843	14	6,70	396,9	673,0	1069,9	449,2	1,70	874,1
66	1821	15	1758	18	6,58	299,1	644,2	943,3	314,3	2,15	886,0
69	1819	15	1754	18	-	-	-	-	-	-	-

TABELA III.3: Valores do monitoramento de sólidos no reator, durante os ensaios da FASE I.

Ciclo nº	Afluente				Efluente			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
3	3108	1156	72	52	2379	1238	119	90
9	3348	1600	132	68	2668	1540	140	68
30	3432	1160	132	28	2212	1092	104	12
45	3156	1036	80	84	2432	1004	64	76
51	-	-	-	-	2436	1244	108	68

TABELA III.4: Parâmetros operacionais monitorados durante os ensaios da FASE I.

Ciclo nº	Q	v <sub>S</sub>	V <sub>TR</sub>
3	8,3	0,26	800
9	5,3	0,17	640
12	5,2	0,16	625
30	5,0	0,16	700
33	-	-	700
48	-	-	670
54	-	-	635
66	-	-	620
69	4,7	0,15	630

TABELA III.5: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no afluente durante a operação da FASE II.

Ciclo nº	Meio nº	C <sub>SA</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
3	1	2070	-	-	-	-	-	-	-
6	2	2107	7,54	649,0	534,1	1183,1	0,82	1138,0	63,4
9	3	2069	-	-	-	-	-	-	-
12	4	2072	7,90	792,5	425,0	1217,5	0,54	1170,2	66,6
18	5	2083	-	-	-	-	-	-	-
24	6	2106	7,93	844,2	390,5	1234,7	0,46	1184,9	70,3
27	7	2113	-	-	-	-	-	-	-
30	8	529	7,42	172,3	137,8	310,1	0,80	292,0	25,5
33	9	527	-	-	-	-	-	-	-
36	10	521	-	-	-	-	-	-	-
45	11	519	-	-	-	-	-	-	-
48	12	528	8,10	216,0	101,0	317,0	0,47	298,0	26,7
54	13	515	-	-	-	-	-	-	-

TABELA III.6: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no efluente durante a operação da FASE I.

Ciclo nº	C <sub>ST</sub>	ε <sub>T</sub>	C <sub>SF</sub>	ε <sub>F</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
6	1495	28	1406	32	-	-	-	-	-	-	-
9	1483	30	1396	34	6,91	373,3	746,6	1119,9	2,00	557,1	792,6
12	1652	20	1592	23	-	-	-	-	-	-	-
15	1668	19	1609	22	6,17	338,8	867,2	1206,0	2,56	681,6	738,7
24	1763	15	1679	19	6,20	235,5	872,9	1108,4	3,71	478,1	887,7
27	1778	16	1734	18	-	-	-	-	-	-	-
33	465	12	386	27	-	-	-	-	-	-	-
36	465	11	385	26	6,06	91,6	216,0	307,6	2,36	136,6	240,8
48	397	23	316	39	6,56	197,2	124,4	321,7	0,63	192,6	181,8
54	379	26	329	36	6,56	105,7	187,8	293,5	1,78	155,5	194,4

TABELA III.7: Valores do monitoramento de sólidos no reator, durante os ensaios da FASE I.

Ciclo nº	Afluente				Efluente			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
9	3196	2038	24	18	2124	1122	80	88
24	3322	2126	44	34	2602	1168	138	130
48	1202	992	34	10	934	172	76	52

TABELA III.8: Parâmetros operacionais monitorados durante os ensaios da FASE I.

Ciclo nº	Q	v <sub>s</sub>	V <sub>TR</sub>
3	2,85	0,09	-
6	2,98	0,09	780
9	3,09	0,10	810
12	3,01	0,09	825
15			815
24	2,99	0,09	690
33	2,91	0,09	-
48			750
51			760

TABELA III.9: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no afluente durante a operação da FASE III.

Ciclo nº	Meio nº	C <sub>SA</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
3	1	517	-	-	-	-	-	-	-
6	2	544	7,52	241,8	77,5	319,3	0,32	284,6	48,9
18	3	527	7,55	216,0	110,4	326,4	0,51	287,6	54,5
21	4	532	-	-	-	-	-	-	-
24	5	528	-	-	-	-	-	-	-
27	7	531	-	-	-	-	-	-	-
36	8	539	7,58	244,2	82,2	326,4	0,34	296,9	41,6
42	9	520	7,91	265,3	65,7	331,1	0,25	298,0	46,6
48	12	507	7,88	241,8	89,2	331,1	0,37	291,7	55,4
57	14	523	-	-	-	-	-	-	-
60	15	541	-	-	-	-	-	-	-
63	16	523	7,42	223,1	98,6	321,7	0,44	292,0	41,8
69	18	419	7,42	211,3	101,0	312,3	0,48	272,7	55,8
87	20	524	-	-	-	-	-	-	-
90	21	518	7,69	248,9	79,8	328,7	0,32	295,7	46,5
99	22	540	-	-	-	-	-	-	-
102	23	512	7,29	216,0	105,7	321,7	0,49	290,3	44,2
105	24	526	-	-	-	-	-	-	-
114	25	523	-	-	-	-	-	-	-
123	26	524	-	-	-	-	-	-	-
126	27	528	7,38	230,1	84,5	314,6	0,37	284,5	42,4
129	28	522	-	-	-	-	-	-	-
132	29	521	7,29	211,3	117,4	328,7	0,56	291,1	53,0
132	30	502	-	-	-	-	-	-	-
141	31	524	7,80	272,4	58,7	331,1	0,22	304,0	38,1
144	32	526	-	-	-	-	-	-	-
147	33	532	-	-	-	-	-	-	-
150	34	527	-	-	-	-	-	-	-
153	35	518	7,43	212,3	106,2	318,5	0,50	285,6	46,4
165	37	520	-	-	-	-	-	-	-
168	38	514	-	-	-	-	-	-	-
171	39	519	-	-	-	-	-	-	-
174	40	520	-	-	-	-	-	-	-

TABELA III.10: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no efluente durante a operação da FASE III.

Ciclo nº	C <sub>ST</sub>	ε <sub>T</sub>	C <sub>SF</sub>	ε <sub>F</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
3	396	27	286	47	7,02	286,5	171,4	457,9	0,60	334,1	174,3
15	183	65	164	69	6,99	284,1	169,1	453,2	0,60	368,5	119,2
18	203	62	166	69	7,17	319,3	138,5	457,9	0,43	373,2	119,2
33	208	61	176	67	6,95	382,7	267,7	650,4	0,70	501,8	209,3
36	209	61	187	65	7,11	309,9	164,4	474,3	0,53	365,2	153,7
39	214	59	191	63	7,03	302,9	166,7	469,6	0,55	355,1	161,3
45	337	34	310	39	7,17	420,3	272,4	692,7	0,65	549,5	201,6
54	248	53	227	57	6,97	230,1	131,5	361,6	0,57	247,7	160,4
60	249	52	228	56	6,77	183,1	178,4	361,6	0,97	242,8	167,4
66	281	33	267	36	6,71	185,5	169,1	354,5	0,91	230,8	174,3
87	238	55	218	58	6,76	180,8	173,8	354,5	0,96	247,3	151,1
99	211	61	195	64	6,82	223,1	159,7	382,7	0,72	268,9	160,4
102	249	51	247	52	-	-	-	-	-	-	-
111	205	61	201	62	6,77	201,9	155,0	356,9	0,77	243,0	160,4
117	244	53	209	60	6,80	204,3	159,7	363,9	0,78	252,6	156,8
123	248	53	240	54	6,76	180,8	185,5	366,3	1,03	247,5	167,4
129	-	-	-	-	6,56	138,5	213,7	352,2	1,54	204,9	207,4
138	293	44	284	46	-	-	-	-	-	-	-
141	251	52	245	53	-	-	-	-	-	-	-
144	221	58	225	57	6,70	178,8	187,2	366,0	1,05	251,9	160,7
150	258	51	252	52	6,68	159,3	201,2	360,4	1,26	231,1	182,1

TABELA III.11: Valores do monitoramento de sólidos no reator, durante os ensaios da FASE III.

Ciclo nº	Afluente				Efluente			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
18	1400	976	42	14	958	418	56	32
24	2042	1328	28	28	950	446	62	60
39	1382	928	44	6	996	446	64	18
45	930	610	16	22	634	322	52	46
60	1022	638	36	32	760	386	40	34
66	1146	792	40	18	958	388	42	26
90	784	444	38	38	746	314	6	6
102	1214	940	42	18	920	284	36	26
123	1092	722	50	24	838	380	40	14
129	1072	690	30	14	906	394	28	22
144	1053	714	30	10	702	352	30	12
150	1100	680	30	28	864	434	32	26
165	1180	808	30	18	966	446	24	20

TABELA III.12: Parâmetros operacionais monitorados durante os ensaios da FASE III.

Ciclo n <sup>o</sup>	Q	v <sub>S</sub>	V <sub>TR</sub>
18	3,06	0,10	640
21	-	-	635
24	-	-	640
27	2,89	0,09	630
36	3,06	0,10	650
42	2,98	0,09	640
48	-	-	660
57	-	-	620
60	-	-	630
63	3,12	0,10	640
72	-	-	640
90	3,02	0,09	640
114	-	-	555
120	3,02	0,09	545
126	-	-	705
132	-	-	610
141	-	-	620
147	-	-	590
153	3,00	0,09	610
165	-	-	610
168	-	-	550
174	-	-	550

**ANEXO IV**



TABELA IV.1: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no afluente durante a operação na condição sem recirculação, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	Meio nº	C <sub>SA</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
3	1	540	-	-	-	-	-	-	-
6	2	512	7,29	216,0	105,7	321,7	0,49	290,3	44,2
9	3	526	-	-	-	-	-	-	-
18	4	523	-	-	-	-	-	-	-
24	5	524	-	-	-	-	-	-	-
27	6	528	-	-	-	-	-	-	-
30	7	522	7,38	230,1	84,5	314,6	0,37	284,5	42,4
33	8	521	-	-	-	-	-	-	-
36	9	502	7,29	211,3	117,4	328,7	0,56	291,1	53,0
45	10	524	7,80	272,4	58,7	331,1	0,22	304,0	38,1
48	11	526	-	-	-	-	-	-	-
51	12	532	-	-	-	-	-	-	-
54	13	527	-	-	-	-	-	-	-
57	14	518	7,43	212,3	106,2	318,5	0,50	285,6	46,4
69	15	520	-	-	-	-	-	-	-
72	16	514	-	-	-	-	-	-	-
75	17	519	-	-	-	-	-	-	-
78	18	520	-	-	-	-	-	-	-
87	19	526	7,51	229,1	89,4	318,5	0,39	288,3	42,6
90	20	528	-	-	-	-	-	-	-
93	21	508	7,42	206,8	97,8	304,5	0,47	275,1	41,4
96	22	521	-	-	-	-	-	-	-
99	23	511	-	-	-	-	-	-	-
108	24	520	7,33	209,6	103,4	312,9	0,49	271,2	58,8
111	25	515	-	-	-	-	-	-	-
114	26	514	7,40	201,2	111,8	312,9	0,56	273,1	56,1
117	27	508	-	-	-	-	-	-	-
120	28	520	-	-	-	-	-	-	-
129	29	520	7,44	201,2	111,8	312,9	0,56	276,5	51,3
132	30	531	-	-	-	-	-	-	-
135	31	510	-	-	-	-	-	-	-
138	32	515	-	-	-	-	-	-	-
141	33	539	7,52	176,0	131,3	307,3	0,75	285,0	31,5
153	34	541	7,52	212,3	89,4	301,8	0,42	266,3	50,0
153	35	521	-	-	-	-	-	-	-
156	36	531	-	-	-	-	-	-	-

TABELA IV.2: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no efluente durante a operação na condição sem recirculação, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo n <sup>o</sup>	C <sub>ST</sub>	ε <sub>T</sub>	C <sub>SF</sub>	ε <sub>F</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
3	636	0	274	47	7,24	387,4	51,7	439,1	0,13	402,8	51,1
15	98	81	84	84	6,85	274,7	150,3	425,0	0,55	385,4	55,8
21	75	86	59	89	6,73	300,5	101,0	401,5	0,34	363,9	53,0
24	76	85	64	88	6,64	293,5	110,4	403,9	0,38	365,4	54,2
27	69	87	58	89	6,51	258,3	164,4	422,6	0,64	378,3	62,5
33	57	89	52	90	6,94	371,0	98,6	469,6	0,27	436,6	46,4
42	57	89	45	91	6,55	229,1	181,6	410,7	0,79	371,0	55,9
45	64	88	54	90	6,67	248,7	156,5	405,1	0,63	358,7	65,5
48	58	89	48	91	6,85	380,0	109,0	489,0	0,29	442,7	65,1
54	67	87	58	89	6,70	268,2	150,9	419,1	0,56	368,7	71,0
66	88	83	76	85	6,79	262,6	198,4	461,0	0,76	413,1	67,4
69	101	81	85	84	6,58	226,3	204,0	430,3	0,90	373,2	80,4
75	78	85	65	88	6,56	234,7	184,4	419,1	0,79	342,1	108,5
84	92	82	77	85	6,56	290,6	136,9	427,5	0,47	349,9	109,3
87	87	83	78	85	6,86	257,0	164,8	421,9	0,64	353,0	97,1
90	97	81	82	84	6,62	226,3	176,0	402,3	0,78	336,3	93,1
105	96	82	88	83	6,57	204,0	187,2	391,2	0,92	323,6	95,2
108	122	77	96	82	6,60	201,2	195,6	396,7	0,97	331,7	91,6
111	110	79	96	82	-	-	-	-	-	-	-
114	109	79	98	81	-	-	-	-	-	-	-
117	96	82	86	83	-	-	-	-	-	-	-
126	76	85	69	87	-	-	-	-	-	-	-
129	87	83	81	85	-	-	-	-	-	-	-
132	94	82	88	83	-	-	-	-	-	-	-
135	102	81	89	83	-	-	-	-	-	-	-
138	92	82	85	84	-	-	-	-	-	-	-
150	101	81	90	83	-	-	-	-	-	-	-
153	99	81	92	82	-	-	-	-	-	-	-

TABELA IV.3: Valores do monitoramento de sólidos no reator, durante a operação na condição sem recirculação, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	Afluente				Efluente			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
3	1214	940	42	18	-	-	-	-
24	1092	722	50	24	644	262	32	16
30	1072	690	30	14	632	284	32	22
45	1053	714	30	10	644	292	26	14
51	1100	680	30	28	748	358	32	26
66	1180	808	30	18	846	412	38	24
72	1110	728	48	8	776	412	54	14
87	1250	842	18	18	852	442	20	8
93	1104	756	4	16	566	216	32	32
108	1024	560	16	8	786	348	26	20
129	968	608	32	10	726	350	24	10
135	998	710	28	18	774	500	26	20
153	1030	688	38	6	774	360	34	10

TABELA IV.4: Parâmetros operacionais monitorados durante a operação na condição sem recirculação, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo n <sup>o</sup>	V <sub>TR</sub>
3	275
15	310
21	300
27	310
33	285
42	260
48	270
54	265
66	285
69	325
75	290
84	280
87	270
90	265
105	270
108	270
111	255
114	235
117	230
126	260
129	270
132	260
138	260
147	245
150	250
153	240

TABELA IV.5: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no afluente durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,03 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo n <sup>o</sup>	Meio n <sup>o</sup>	C <sub>SA</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
3	1	528	-	-	-	-	-	-	-
6	2	529	7,74	240,3	69,9	310,1	0,29	273,6	51,4
15	3	538	7,75	259,8	39,1	299,0	0,15	269,3	41,8
18	4	531	-	-	-	-	-	-	-
21	5	519	7,64	245,9	100,6	346,5	0,41	307,7	54,6
24	7	453	-	-	-	-	-	-	-
36	8	518	7,65	251,5	64,3	315,7	0,26	277,4	54,0
39	9	532	-	-	-	-	-	-	-
42	10	522	7,76	248,7	67,1	315,7	0,27	278,2	52,9
45	11	517	-	-	-	-	-	-	-
48	12	516	7,79	248,7	64,3	312,9	0,26	284,9	39,4
57	13	521	7,85	262,6	64,3	326,9	0,24	300,8	36,8
60	14	518	-	-	-	-	-	-	-

TABELA IV.6: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no efluente durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,03 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo n <sup>o</sup>	C <sub>ST</sub>	ε <sub>T</sub>	C <sub>SF</sub>	ε <sub>F</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
6	36,5	93	26,8	95	7,37	307,3	75,4	382,8	0,25	362,8	28,2
15	24,6	95	19,9	96	7,37	318,5	83,8	402,3	0,26	369,5	46,3
18	24,6	95	19,8	96	-	-	-	-	-	-	-
21	27,8	95	23,4	95	7,08	290,6	109,0	399,5	0,38	352,5	66,2
24	27,6	95	22,9	96	-	-	-	-	-	-	-
36	18,3	96	21,3	96	7,24	318,5	128,5	447,0	0,40	404,0	60,7
39	23,3	96	22,5	96	-	-	-	-	-	-	-
42	29,9	94	23,4	95	7,30	312,9	106,2	419,1	0,34	392,9	36,8
48	24,6	95	23,0	96	7,37	307,3	95,0	402,3	0,31	373,3	40,9
57	22,2	96	19,6	96	7,33	307,3	86,6	394,0	0,28	367,3	37,6
60	20,3	96	18,6	96	-	-	-	-	-	-	-

TABELA IV.7: Valores do monitoramento de sólidos no reator, durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,03 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo n <sup>o</sup>	Afluente				Efluente			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
18	1138	684	36	12	736	268	30	10
24	1074	706	28	2	690	284	24	24
39	1078	670	16	12	676	266	12	12
60	1094	766	52	4	646	316	54	12

TABELA IV.8: Parâmetros operacionais monitorados durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,03 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo n <sup>o</sup>	Q	v <sub>s</sub>	V <sub>TR</sub>
3	1,11	0,035	350
6	1,22	0,038	330
6	1,06	0,033	345
15	1,03	0,032	350
21	1,02	0,032	345
36	1,00	0,031	355
48	1,09	0,034	350
57	1,09	0,034	-

TABELA IV.9: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no afluente durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,1 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	Meio nº	C <sub>SA</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
3	1	518	-	-	-	-	-	-	-
6	2	542	7,80	251,5	67,1	318,5	0,27	284,5	47,9
9	3	527	-	-	-	-	-	-	-
12	4	518	-	-	-	-	-	-	-
21	5	523	7,72	243,1	75,4	318,5	0,31	281,9	51,6
24	6	529	-	-	-	-	-	-	-
27	7	523	7,65	237,6	96,8	334,4	0,41	303,1	44,1
30	8	523	-	-	-	-	-	-	-
33	9	517	7,75	258,2	73,3	331,5	0,28	296,7	49,0
42	10	522	7,69	234,7	96,8	331,5	0,41	301,2	42,7
45	11	507	-	-	-	-	-	-	-
48	12	516	-	-	-	-	-	-	-
51	13	514	-	-	-	-	-	-	-
54	14	518	7,64	243,5	88,0	331,5	0,36	301,0	42,9
63	15	525	7,54	243,5	90,9	334,4	0,37	296,8	53,0

TABELA IV.10: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no efluente durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,1 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	C <sub>ST</sub>	ε <sub>T</sub>	C <sub>SF</sub>	ε <sub>F</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
3	32,8	94	22,7	96	-	-	-	-	-	-	-
6	15,6	97	11,1	98	-	-	-	-	-	-	-
15	36,4	93	19,1	96	7,13	296,2	111,8	407,9	0,38	371,4	51,4
18	24,7	95	16,6	97	-	-	-	-	-	-	-
21	27,1	95	19,7	96	7,03	316,8	114,4	431,2	0,36	392,5	54,5
24	30,6	94	21,2	96	-	-	-	-	-	-	-
27	23,6	95	20,1	96	7,11	308,0	117,3	425,4	0,38	390,6	49,0
36	37,0	93	23,3	96	7,14	293,4	137,9	431,2	0,47	397,3	47,8
39	24,0	95	16,9	97	7,23	296,3	129,1	425,4	0,44	385,8	55,7
42	27,9	95	25,8	95	-	-	-	-	-	-	-
45	21,4	96	18,4	96	-	-	-	-	-	-	-
48	39,9	92	23,7	95	7,14	302,2	132,0	434,2	0,44	400,8	47,1
57	40,9	92	21,2	96	7,18	308,0	129,1	437,1	0,42	392,6	62,6

TABELA IV.11: Valores do monitoramento de sólidos no reator, durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,1 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo n <sup>o</sup>	Afluente				Efluente			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
3	1082	686	88	40	770	340	70	50
18	1056	666	40	10	728	306	38	10
24	1136	728	30	18	690	304	12	12
39	840	536	48	0	726	370	46	4
45	942	564	50	18	724	374	40	14

TABELA IV.12: Parâmetros operacionais monitorados durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,1 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo n <sup>o</sup>	Q	v <sub>s</sub>	V <sub>TR</sub>
3	3,11	0,10	435
6	3,05	0,10	445
15	2,98	0,09	440
21	2,97	0,09	435
24	2,97	0,09	435
36	2,97	0,09	445
39	2,98	0,09	515
42	2,90	0,09	430
45	2,90	0,09	435
48	3,05	0,10	425
57	3,04	0,10	435



TABELA IV.13: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no afluente durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,19 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	Meio nº	C <sub>SA</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
6	2	535	-	-	-	-	-	-	-
12	3	541	7,64	234,7	100,6	335,3	0,43	335,3	-
15	4	535	-	-	-	-	-	-	-
18	5	532	7,55	220,7	95,0	315,7	0,43	283,9	44,9
21	6	547	-	-	-	-	-	-	-
24	7	533	7,61	226,3	95,0	321,3	0,42	284,7	51,5
33	8	537	-	-	-	-	-	-	-
36	9	523	7,55	231,9	83,8	315,7	0,36	280,0	50,3
39	10	535	-	-	-	-	-	-	-
42	11	527	-	-	-	-	-	-	-
45	12	550	-	-	-	-	-	-	-
54	13	540	7,50	212,3	106,2	318,5	0,50	278,2	56,8
57	14	547	-	-	-	-	-	-	-

TABELA IV.14: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no efluente durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,19 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	C <sub>ST</sub>	ε <sub>T</sub>	C <sub>SF</sub>	ε <sub>F</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
12	67,8	87	55,0	90	6,88	276,6	136,9	413,5	0,49	365,3	67,9
15	39,4	93	29,4	95	-	-	-	-	-	-	-
18	32,0	94	25,2	95	6,89	254,3	150,9	405,1	0,59	371,6	47,2
21	31,5	94	23,2	96	-	-	-	-	-	-	-
24	37,4	93	29,1	95	7,03	296,2	117,3	413,5	0,40	374,4	55,1
33	41,5	92	33,5	94	-	-	-	-	-	-	-
36	37,9	93	27,2	95	6,92	310,1	120,1	430,3	0,39	387,5	60,3
39	36,7	93	26,0	95	-	-	-	-	-	-	-
42	36,8	93	18,9	96	-	-	-	-	-	-	-
45	32,3	94	27,5	95	7,02	282,2	120,1	402,3	0,43	347,9	76,7
54	38,6	93	17,5	97	7,04	296,2	122,9	419,1	0,42	371,8	66,6
57	36,7	93	19,1	96	-	-	-	-	-	-	-

TABELA IV.15: Valores do monitoramento de sólidos no reator, durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,19 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	Afluente				Efluente			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
15	1058	734	42	14	716	410	32	18
21	1018	648	28	0	760	436	30	0
36	938	578	58	42	766	396	58	40
42	1062	696	26	16	806	432	40	20
57	1104	802	52	10	516	516	80	42

TABELA IV.16: Parâmetros operacionais monitorados durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,19 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	Q	$v_s$	$V_{TR}$
12	6,06	0,19	470
15	5,90	0,19	460
18	6,04	0,19	450
21	5,80	0,18	460
24	5,70	0,18	465
33	6,29	0,20	475
36	5,94	0,19	470
39	6,02	0,19	465
42	-	-	455
45	-	-	445
54	5,98	0,19	-
57	6,22	0,20	-

TABELA IV.17: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no afluente durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,30 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	Meio nº	C <sub>SA</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
3	1	525	7,54	231,9	86,6	318,5	0,37	282,0	51,4
6	2	530	-	-	-	-	-	-	-
9	3	516	7,49	215,1	97,8	312,9	0,45	276,3	51,5
12	4	531	-	-	-	-	-	-	-
15	5	522	7,49	231,9	83,8	315,7	0,36	280,4	49,8
24	6	520	-	-	-	-	-	-	-
27	7	516	-	-	-	-	-	-	-
30	8	520	-	-	-	-	-	-	-
33	9	507	-	-	-	-	-	-	-
36	10	521	7,58	237,5	83,8	321,3	0,35	281,5	56,0
45	11	520	7,59	215,1	92,2	307,3	0,43	273,1	48,2
48	12	551	-	-	-	-	-	-	-
51	13	514	-	-	-	-	-	-	-
54	14	519	-	-	-	-	-	-	-
57	15	526	7,56	223,5	95,0	318,5	0,43	269,6	68,9
69	17	520	-	-	-	-	-	-	-
72	18	571	7,68	231,9	83,8	315,7	0,36	283,9	44,8
75	19	537	-	-	-	-	-	-	-

TABELA IV.18: Valores experimentais dos parâmetros monitorados no efluente durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,30 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	C <sub>ST</sub>	ε <sub>T</sub>	C <sub>SF</sub>	ε <sub>F</sub>	pH Inicial	AP	AI	AT	AB	AI/AP	AV
3	15,9	97	14,7	97	6,97	251,5	139,7	391,2	0,56	357,7	47,1
9	14,3	97	10,1	98	7,07	259,8	134,1	394,0	0,52	359,1	49,1
12	18,2	97	17,4	97	7,07	273,8	134,1	407,9	0,49	371,4	51,4
24	62,9	88	37,1	93	7,10	346,5	114,6	461,0	0,33	393,0	95,8
27	35,9	93	24,0	95	6,88	310,1	109,0	419,1	0,35	355,0	90,2
33	20,3	96	20,5	96	7,43	279,4	109,0	388,4	0,39	351,6	51,8
42	26,0	95	26,8	95	7,33	237,5	122,9	360,4	0,52	330,2	42,5
45	16,6	97	13,3	97	7,05	293,4	120,1	413,5	0,41	372,0	58,4
51	41,4	92	24,2	95	6,97	268,2	134,1	402,3	0,50	352,0	70,9
54	71,7	86	23,8	95	7,07	243,1	109,0	352,0	0,45	318,6	47,1
69	34,7	93	28,8	95	7,04	296,2	122,9	419,1	0,42	371,8	66,6
72	45,1	91	36,2	93	-	-	-	-	-	-	-

TABELA IV.19: Valores do monitoramento de sólidos no reator, durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,19 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	Afluente				Efluente			
	ST	SVT	SST	SSV	ST	SVT	SST	SSV
6	964	590	28	10	738	386	18	2
12	1122	662	28	0	814	374	16	4
27	924	568	38	18	812	400	48	24
48	1120	710	68	16	850	466	44	6
54	986	612	32	32	802	400	38	38
69	1032	740	38	10	730	444	40	16

TABELA IV.20: Parâmetros operacionais monitorados durante a operação na condição com velocidade superficial de 0,19 cm/s, nos ensaios de avaliação da influência da velocidade superficial no desempenho do reator.

Ciclo nº	Q	$v_s$	$V_{TR}$
3	10,0	0,32	445
6	-	-	440
9	10,0	0,32	450
12	-	-	435
18	10,0	0,31	-
21	10,1	0,32	-
24	-	-	445
27	10,0	0,31	-
27	9,8	0,31	475
30	10,0	0,32	545
30	9,7	0,31	-
33	9,7	0,30	400
39	10,0	0,31	-
42	9,7	0,30	450
48	10,0	0,31	-
51	9,8	0,31	385
54	9,8	0,31	-
60	9,6	0,30	480
63	9,8	0,31	645
69	10,0	0,31	585

TABELA IV.21: Valores experimentais e da concentração de substrato obtidos durante a operação na condição sem recirculação e com velocidade superficial de 0,03, 0,09, 0,19 e 0,30 cm/s, nos ensaios para determinação do perfil dinâmico de remoção de matéria orgânica.

Sem recirculação		0,03 cm/s		0,09 cm/s		0,19 cm/s		0,30 cm/s	
Tempo	C <sub>SF</sub>	Tempo	C <sub>SF</sub>	Tempo	C <sub>SF</sub>	Tempo	C <sub>SF</sub>	Tempo	C <sub>SF</sub>
0,00	221,7	0,00	135,2	0,00	280,5	0,00	254,2	0,00	201,4
0,00	251,2	0,00	113,1	0,00	278,1	0,00	226,2	0,00	230,2
0,50	183,3	0,00	111,9	0,00	250,2	0,00	233,0	0,00	192,9
1,00	151,0	0,00	116,7	0,25	151,3	0,25	126,6	0,25	132,4
1,00	162,8	0,00	119,2	0,25	149,3	0,25	124,9	0,25	126,7
1,50	138,7	0,25	107,1	0,50	120,0	0,50	106,0	0,25	117,0
2,00	124,7	0,25	91,2	0,50	115,2	0,50	103,8	0,50	122,2
3,00	113,3	0,50	84,6	0,75	103,1	0,75	94,2	0,50	114,7
4,00	99,9	0,50	79,5	0,75	95,7	0,75	95,0	0,50	102,6
5,00	100,4	0,50	78,0	1,00	87,3	1,00	85,5	0,75	110,1
6,00	105,8	0,75	68,6	1,00	84,1	1,00	83,2	0,75	110,8
7,00	102,5	0,75	63,3	1,50	68,5	1,50	73,7	0,75	95,5
-	-	1,00	55,4	1,50	68,6	1,50	71,9	1,00	101,0
-	-	1,00	59,6	2,00	51,4	2,00	62,2	1,00	96,6
-	-	1,00	60,7	2,00	57,8	2,00	60,5	1,00	88,2
-	-	1,50	36,8	2,50	33,5	2,50	46,3	1,50	93,6
-	-	1,50	37,8	3,00	26,9	2,50	50,8	1,50	92,9
-	-	2,00	25,6	4,00	15,4	3,00	46,8	1,50	77,7
-	-	2,00	20,0	5,00	22,1	4,00	30,9	2,00	83,2
-	-	2,50	17,9	6,00	24,2	5,00	24,2	2,00	83,8
-	-	2,50	17,2	7,00	16,2	6,00	21,3	2,00	64,3
-	-	3,00	11,7	7,75	21,0	7,00	21,7	2,50	54,5
-	-	3,00	13,4	-	-	7,75	29,1	3,00	51,4
-	-	4,00	14,7	-	-	-	-	4,00	37,8
-	-	5,00	11,8	-	-	-	-	5,00	26,1
-	-	6,00	14,3	-	-	-	-	6,00	49,2
-	-	7,00	11,0	-	-	-	-	7,00	39,1
-	-	7,75	14,2	-	-	-	-	7,75	32,3
-	-	-	-	-	-	-	-	7,75	28,8

TABELA IV.3: Valores dos parâmetros utilizados nos ajustes do modelo de primeira ordem para estimativa da constante cinética aparente de primeira ordem ( $K_1^{app}$ ).

Velocidade Superficial (cm/s)	C <sub>So mod</sub>	C <sub>Sresid mod</sub>	K <sub>1</sub> <sup>app</sup>
0	134 ± 7	102 ± 4	0,89
0,03	111 ± 3	9 ± 2	0,91
0,09	227 ± 10	32 ± 6	1,72
0,19	185 ± 11	43 ± 6	1,95
0,30	142 ± 10	44 ± 7	1,07