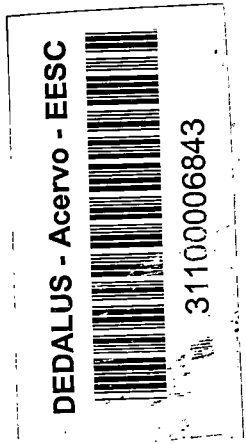


**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS
DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO**

**AVALIAÇÃO DE DESEMPENHO DO REATOR ANAERÓBIO
HORIZONTAL DE LEITO FIXO (RAHLF) NO TRATAMENTO DE
SUBSTRATO SINTÉTICO SIMULANDO ESGOTO DOMÉSTICO**



ARNALDO SARTI

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



ORIENTADOR: PROF. DR. EUGÊNIO FORESTI

SÃO CARLOS-SP

1998

Class.	TESE-EESC
Cott.	5230
Tombo	0045/99

31100006843

S/S 1031148

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca - EESC/USP

S249a Sarti, Arnaldo
Avaliação de desempenho do reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) no tratamento de substrato sintético simulando esgoto doméstico / Arnaldo Sarti. -- São Carlos, 1998.

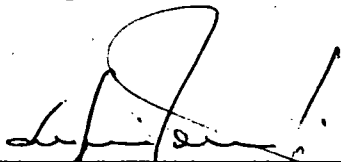
Dissertação (Mestrado) -- Escola de Engenharia de São Carlos-Universidade de São Paulo, 1998.
Área: Hidráulica e Saneamento.
Orientador: Prof. Dr. Eugênio Foresti.

1. Esgoto sanitário. 2. Processo anaeróbio.
3. Reator anaeróbio horizontal de leito fixo.
4. Transferência de massa. I. Título.

FOLHA DE APROVAÇÃO

Candidato: Engenheiro **ARNALDO SARTI**

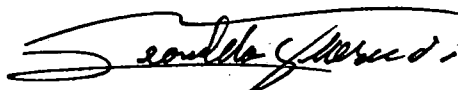
Dissertação defendida e aprovada em 21.12.98
pela Comissão Julgadora:



Prof. Tit. **EUGENIO FORESTI (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo)



Prof. Assoc. **EDUARDO CLETO PIRES**
(Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo)



Prof. Dr. **DEOVALDO DE MORAES JÚNIOR**
(Universidade Federal de São Carlos)



Prof. Titular **FAZAL HUSSAIN CHAUDHRY**
Coordenador da Área de Hidráulica e Saneamento



JOSÉ CARLOS A. CINTRA
Presidente da Comissão de Pós-Graduação da EESC

*Dedico este trabalho à Regina, minha
grande companheira e a Amanda,
minha pequena companheira*

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Eugênio Foresti pelo grande incentivo, pela sua orientação segura e efetivo ensinamento durante o desenvolvimento deste trabalho.

Aos meus valiosos amigos Prof. Dr. Marcelo Zaiat e Eng^a. Lorena Grein Tavares Vieira pelo auxílio e sugestões na fase experimental e pelas valiosas discussões teóricas.

Aos amigos Eng^o. Francisco Vela, Eng^a. Ariuska Cabral, Eng^a. Deize e Prof^a. Beth pelo auxílio na execução experimental.

As Biólogas Maria Bernadete Varesche e Eloisa Pozzi Gianotti pelo auxílio nas análises microbiológicas.

Aos professores, funcionários e colegas do SHS/EESC/USP, aos meus familiares, especialmente ao meus pais.

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP) pela bolsa de mestrado e apoio financeiro para execução do trabalho.

SUMÁRIO

DEDICATÓRIO..... II

AGRADECIMENTO..... III

LISTA DE TABELAS..... VII

LISTA DE FIGURAS..... X

NOMENCLATURA..... XV

RESUMO..... XVII

ABSTRACT..... XVIII

1. INTRODUÇÃO..... 1

1.1-Objetivos..... 3

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA..... 4

2.1-Esgoto Sanitário..... 4

2.2-Tratamento de Esgotos Sanitários..... 10

 2.2.1-Generalidades..... 10

 2.2.2-Princípios Básicos do Tratamento Anaeróbio..... 11

 2.2.3-Tipos de Reatores Anaeróbios..... 13

 2.2.3.1-Reatores de Baixa Taxa..... 13

 2.2.3.2-Reatores de Alta Taxa..... 14

 2.2.4-Controle do Processo..... 17

 2.2.5-Desempenho de Reatores UASB no Tratamento de Esgoto Sanitário..... 19

2.3-Processos de Transferência de Massa..... 22

 2.3.1-Transferência de Massa Externa (Fase Líquida)..... 25

2.4-Desenvolvimento do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo.....	27
2.4.1-Resultados da Operação Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) em Escala Piloto no Tratamento de Esgoto Sanitário (Projeto PROSAB).....	33
3. METODOLOGIA.....	39
3.1-Descrição do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF).....	39
3.2-Suporte para Imobilização de Lodo Anaeróbio.....	40
3.3-Inóculo.....	40
3.4-Preparo do Leito do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF).....	40
3.5-Análises Físico-Químicas.....	41
3.6-Composição dos Gases por Cromatografia.....	41
3.7-Análise Microbiológica.....	41
3.8-Descrição do Substrato Sintético.....	42
3.9-Operação do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF).....	46
3.10-Monitoramento do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF).....	48
3.11-Estudo de Transferência de Massa na Fase Líquida.....	49
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	52
4.1-Avaliação do Desempenho do RAHLF Tratando Esgoto Sanitário Sintético.....	52
4.1.1-Comportamento do Esgoto Sintético.....	52
4.1.2-Operação do RAHLF com TDH de 10,0 horas.....	54
4.1.3-Operação do RAHLF com TDH de 5,0 horas.....	57
4.1.4-Operação do RAHLF com TDH de 3,3 horas.....	60
4.1.5-Operação do RAHLF com TDH de 2,5 horas.....	63
4.1.6-Operação do RAHLF com TDH de 2,0 horas.....	66
4.1.7-Comentários Finais.....	69
4.2-Perfis de Concentração de Substrato na Fase Líquida.....	74
4.3-Estudo de Transferência de Massa na Fase Líquida.....	75

4.3.1-Estimativa do Coeficiente de Transferência de Massa na Fase Líquida.....	79
4.3.2-Previsão de Desempenho do RAHLF.....	87
4.4-Microscopia Ótica e Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV).....	91
5. CONCLUSÕES.....	97
6. RECOMENDAÇÕES.....	99
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	100
Anexo I.....	106

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Composição aproximada do material fecal e urina humana (Mara, 1980)	6
Tabela 2.2: Composição típica do esgoto sanitário (Metcalf & Eddy, 1991)	9
Tabela 2.3: Características do RAHLF projetado com base em parâmetros racionais e adequadas às disponibilidades comerciais (Zaiat et al., 1998b)	34
Tabela 3.1: Composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário (Souza, 1996)	42
Tabela 3.2: Concentração (mg.L^{-1}) da solução de sais minerais usada na composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário	43
Tabela 3.3: Concentração (mgDQO.L^{-1}) dos constituintes formadores do substrato sintético simulando esgoto sanitário	43
Tabela 3.4: Valores de concentração expressa em DQO obtidos para soluções de concentração conhecida para cada constituente do substrato sintético	44
Tabela 3.5: Concentração (mg.L^{-1}) dos constituintes formadores do substrato por litro de esgoto sintético	44
Tabela 3.6: Concentração (g.L^{-1}) da solução estoque de sais minerais usada na composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário	45
Tabela 3.7: Procedimento utilizado para o preparo do substrato	

sintético simulando esgoto sanitário com concentração de 500mgDQO.L ⁻¹	46
Tabela 3.8: Valores das vazões e velocidades superficiais de líquido correspondentes aos TDH aplicados no RAHLF e respectivas posições nos amostradores intermediários ao longo do reator para o mesmo TDH de 2 horas	48
Tabela 3.9: Parâmetros de monitoramento e frequência das análises	49
Tabela 4.1: Valores médios de concentração do substrato afluente expressa em termos de DQO (bruta e filtrada) em função dos TDH (horas) aplicados no reator	53
Tabela 4.2: Valores médios de ácidos voláteis totais e alcalinidade a bicarbonato em função dos TDH (horas) aplicados no reator	53
Tabela 4.3: Valores das cargas orgânicas aplicadas (C.O.) em função das vazões aplicadas no reator	54
Tabela 4.4: Valores médios de alcalinidade a bicarbonato afluente e efluente para os vários TDH aplicados no RAHLF	70
Tabela 4.5: Valores médios de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) afluente e efluente para os vários TDH aplicados no RAHLF	70
Tabela 4.6: Valores médios de concentração do substrato efluente expressa em termos de DQO (bruta) e eficiência de remoção de DQO (bruta) em função dos TDH (horas) aplicados no reator	71
Tabela 4.7: Valores de concentração de substrato na fase líquida (S _b) em mgDQO.L ⁻¹ ao longo do RAHLF em função do TDH (horas) aplicado	74
Tabela 4.8: Valores de concentração de substrato na fase líquida (S _b) e respectiva eficiência de remoção de DQO em função das velocidades superficiais de líquido aplicadas obtidos	

em pontos intermediários ao longo do RAHLF (TDH de 2 horas)	76
Tabela 4.9: Valores de concentração de ácidos voláteis totais em função das velocidades superficiais de líquido aplicadas em pontos intermediários ao longo do RAHLF (TDH de 2 horas)	79
Tabela 4.10: Valores de coeficiente de transferência de massa (k_s), fator de efetividade (η) e número de Biot (Bi) em função das velocidades superficiais de líquido aplicadas no RAHLF	85
Tabela 4.11: Perfis de eficiências ($Ef\%$) de remoção de DQO obtidos na simulação de desempenho do RAHLF utilizando as expressões (4.11), (4.13) e (4.14) para previsão de k_s e perfil experimental obtido por Zaiat et al.(1997)	90

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1: Composição do esgoto sanitário (Tebbut ,1977)	6
Figura 2.2: Seqüência de processos na digestão anaeróbia de macromoléculas complexas (Gujer & Zehnder ,1983)	12
Figura 2.3: Representação da interação entre transporte de massa e reação bioquímica em um biocatalisador plano (Vieira ,1996)	24
Figura 2.4: Concepção original do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) em escala de bancada	27
Figura 2.5: Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo em escala piloto construído baseado em parâmetros para tratamento de esgoto sanitário (Zaiat et al.,1998b)	34
Figura 2.6: Evolução da concentração de metano no biogás gerado no RAHLF (Zaiat et al.,1998b)	35
Figura 2.7: Variação da concentração em termos de DQO afluente (●), efluente bruto (▲) e efluente filtrado (■) no RAHLF (Zaiat et al.,1998b)	36
Figura 2.8: Variação da eficiência de remoção de DQO bruta (●) e filtrada (■) no RAHLF (Zaiat et al.,1998b)	36
Figura 2.9: Variação da concentração de ácidos voláteis totais no afluente (■), efluente (●) no RAHLF (Zaiat et al.,1998b)	37
Figura 2.10: Variação da concentração de SSV no afluente (●), efluente (■) no RAHLF (Zaiat et al.,1998b)	38
Figura 3.1: Esquema de Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo	

(RAHLF) em escala de bancada	39
Figura 4.1: Valores de concentração de substrato afluente bruta (◆) e filtrada (■) e do efluente bruta (▲) e filtrada (●) durante operação com TDH de 10 horas	55
Figura 4.2: Valores de eficiência de remoção de DQO bruta (▲) e filtrada (■) durante operação com TDH de 10 horas	55
Figura 4.3: Valores de concentração de ácidos voláteis totais do afluente (◆) e efluente (■) durante operação com TDH de 10 horas	56
Figura 4.4: Concentração de metano durante a operação com TDH de 10 horas	56
Figura 4.5: Valores de concentração de substrato afluente bruta (◆) e filtrada (■) e do efluente bruta (▲) e filtrada (●) durante operação com TDH de 5 horas	58
Figura 4.6: Valores de eficiência de remoção de DQO bruta (▲) e filtrada (■) durante operação com TDH de 5 horas	58
Figura 4.7: Valores de concentração de ácidos voláteis totais do afluente (◆) e efluente (■) durante operação com TDH de 5 horas	59
Figura 4.8: Concentração de metano durante a operação com TDH de 5 horas	59
Figura 4.9: Valores de concentração de substrato afluente bruta (◆) e filtrada (■) e do efluente bruta (▲) e filtrada (●) durante operação com TDH de 3,3 horas	61
Figura 4.10: Valores de eficiência de remoção de DQO bruta (▲) e filtrada (■) durante operação com TDH de 3,3 horas	61
Figura 4.11: Valores de concentração de ácidos voláteis totais do afluente (◆) e efluente (■) durante operação com TDH de 3,3 horas	62

- Figura 4.12: Concentração de metano durante a operação com TDH de 3,3 horas 62
- Figura 4.13: Valores de concentração de substrato afluente bruta (◆) e filtrada (■) e do efluente bruta (▲) e filtrada (●) durante operação com TDH de 2,5 horas 63
- Figura 4.14: Valores de eficiência de remoção de DQO bruta (▲) e filtrada (■) durante operação com TDH de 2,5 horas 64
- Figura 4.15: Valores de concentração de ácidos voláteis totais do afluente (◆) e efluente (■) durante operação com TDH de 2,5 horas 64
- Figura 4.16: Concentração de metano durante a operação com TDH de 2,5 horas 65
- Figura 4.17: Valores de concentração de substrato afluente bruta (◆) e filtrada (■) e do efluente bruta (▲) e filtrada (●) durante operação com TDH de 2 horas 66
- Figura 4.18: Valores de eficiência de remoção de DQO bruta (▲) e filtrada (■) durante operação com TDH de 2 horas 67
- Figura 4.19: Valores de concentração de ácidos voláteis totais do afluente (◆) e efluente (■) durante operação com TDH de 2 horas 67
- Figura 4.20: Concentração de metano durante a operação com TDH de 2 horas 68
- Figura 4.21: Valores médios de eficiência de remoção de DQO (bruta) em função dos TDH (horas) aplicados no reator 71
- Figura 4.22: Perfis experimentais de S_b/S_{b0} ao longo do RAHLF para os vários valores de TDH aplicados 74
- Figura 4.23: Perfil experimental de concentração de substrato na fase líquida (S_b) para o mesmo TDH de 2 horas em função das V_s aplicadas no RAHLF 76

- Figura 4.24: Variação da eficiência de remoção de DQO para o mesmo TDH de 2 horas em função das Vs aplicadas no RAHLF 76
- Figura 4.25: Perfil experimental de concentração de substrato na fase líquida (S_b) para o mesmo TDH de 2 horas em função das Vs aplicadas no RAHLF (●) e expressão (4.1) ajustada (—) 78
- Figura 4.26: Valores de k_s calculados em função das Vs aplicadas no RAHLF (●) e expressão (4.11) ajustada (—) 86
- Figura 4.27: Perfis de eficiências de remoção de DQO obtidos na simulação de desempenho do RAHLF utilizando as expressões (4.11) (—), (4.13) (—) e (4.14) (—) para previsão de k_s e perfil experimental obtido por Zaiat (1997) (●) 90
- Figura 4.28: Fotografias (a) e (b) obtidas por meio de microscopia óptica de contraste de fase (ocular 10, objetiva 100 e zoom 1,25) de bactérias filamentosas semelhantes a *Methanosaeta sp* presentes no lodo anaeróbio retirado de espumas de poliuretano do RAHLF tratando esgoto sanitário sintético 93
- Figura 4.29: Fotografias obtidas por meio de microscopia fluorescência (ocular 10, objetiva 100 e zoom 1,25) do lodo anaeróbio retirado de espumas de poliuretano do RAHLF tratando esgoto sanitário sintético: a) aglomerado de cocos fluorescentes; b) bacilos longos e delgados fluorescentes 94
- Figura 4.30: Fotografias obtidas por meio de microscopia óptica de contraste de fase (ocular 10, objetiva 100 e zoom 1,25) de bactérias semelhantes a *Methanosarcina sp* presentes no lodo anaeróbio retirado de espumas de poliuretano do RAHLF tratando esgoto sanitário sintético 95
- Figura 4.31: Micrografia eletrônica de varredura das espumas de

poliuretano do RAHLF utilizada no tratamento de esgoto sintético: a) bactérias semelhantes a *Methanosaeta sp*; (b) bactérias semelhantes a *Methanosaeta sp* e cocos agrupados; (c) bactérias semelhantes a *Methanosaeta sp* e bacilos curvos e delgados

NOMENCLATURA

A	área seccional do reator, $[L]^2$
Bi	número de Biot
Dp	diâmetro da esfera equivalente com volume igual ao da partícula cúbica, [L]
D	diâmetro do reator, [L]
De	difusividade efetiva, $[L]^2 \cdot [T]^{-1}$
D _{TS}	diâmetro do tubo separador de gás, [L]
Ef%	eficiência de remoção de DQO, [%]
k ₁	constante cinética intrínseca de primeira ordem, $[T]^{-1}$
k _s	coeficiente de transferência de massa na fase líquida, $[L] \cdot [T]^{-1}$
K _s	constante de saturação do substrato da expressão de Monod, $[M] \cdot [L]^{-3}$
L	comprimento do reator, [L]
N _s	velocidade de transferência de massa na fase líquida, $[M] \cdot [L]^{-2} \cdot [T]^{-1}$
Ni	velocidade de transferência de massa intraparticular, $[M] \cdot [L]^{-2} \cdot [T]^{-1}$
Q	vazão de bombeamento de líquido, $[L]^3 \cdot [T]^{-1}$
r	elemento de variação do raio de uma biopartícula
r _{max}	velocidade máxima específica de utilização de substrato, $[T]^{-1}$
Rp	raio da esfera equivalente, [L]
Rs	velocidade de consumo de substrato, $[M] \cdot [L]^{-3} \cdot [T]^{-1}$
r _s	velocidade específica de consumo de substrato, $[T]^{-1}$
S	concentração de substrato, $[M] \cdot [L]^{-3}$
S _b	concentração de substrato na fase líquida, $[M] \cdot [L]^{-3}$
S _{b0}	concentração de substrato afluente, $[M] \cdot [L]^{-3}$

S_i	concentração de substrato na interface líquido-sólido, $[M].[L]^{-3}$
T	temperatura [$^{\circ}C$]
V_s	velocidade superficial de líquido, $[L].[T]^{-1}$
V_T	volume total do reator ou sistema, $[L]^3$
V_u	volume útil do reator, $[L]^3$
X	concentração de biomassa, $[M].[L]^{-3}$
\bar{X}	concentração média de biomassa no reator, $[M].[L]^{-3}$
ε	porosidade do leito
ϕ	módulo de Thiele
η	fator de efetividade global
θ_c	tempo de residência celular, $[T]$
μ_L	viscosidade do líquido, $[M].[L]^{-1}.[T]^{-1}$
ρ_L	densidade do líquido, $[M].[L]^{-3}$

Abreviaturas

AVT	ácidos voláteis totais
CO	carga orgânica aplicada
DBO	demanda bioquímica de oxigênio
DQO	demanda química de oxigênio
NMP	número mais provável
pH	potencial hidrogeniônico
RAHLF	reator anaeróbio horizontal de leito fixo
SST	sólidos em suspensão totais
SSV	sólidos em suspensão voláteis
TDH	tempo de detenção hidráulico
UASB	upflow anaerobic sludge blanket reactor - reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente
PROSAB	programa de pesquisa em saneamento básico

RESUMO

Este trabalho apresenta e discute os resultados obtidos durante a operação de um Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) de bancada, alimentado com substrato sintético simulando esgoto sanitário. O RAHLF tem relação comprimento/diâmetro (L/D) aproximado de 20 e é preenchido com matrizes cúbicas de espuma de poliuretano de aproximadamente 1/10 de D contendo lodo anaeróbio imobilizado. O monitoramento do desempenho do reator incluiu a determinação de demanda química de oxigênio (DQO), pH, sólidos em suspensão voláteis (SSV), ácidos voláteis totais (AVT) e alcalinidade no afluente, no efluente e em pontos de amostragem intermediários. Foram aplicados tempos de detenção hidráulico (TDH) de 10,0; 5,0; 3,3; 2,5 e 2,0 horas, fixados de modo a se obter, em todos os ensaios, TDH de 2,0 horas em um dos pontos de coleta de amostras. As velocidades superficiais de líquido (V_s) correspondentes foram, respectivamente, 10, 20, 30, 40 e 50 cm.h^{-1} . A eficiência de remoção de DQO foi superior a 80% após um curto período de partida (menos de 15 dias), para todos os experimentos, conforme as mudanças nas condições operacionais. As determinações de DQO nas amostras coletadas nos pontos de amostragem correspondentes ao TDH de 2,0 horas apresentou valores decrescentes com aumento de V_s (150, 121, 100, 80 e 73 mgDQO.L^{-1}), demonstrando que o fenômeno de transferência de massa na fase líquida exerce grande influência na taxa de remoção de substrato. Essa influência foi quantificada por meio de determinação dos coeficientes de transferência de massa na fase líquida (k_s), para cada V_s aplicada. A partir desses valores, obteve-se uma expressão que relaciona k_s em função de V_s para o RAHLF.

Palavras chave: Esgoto sanitário, processo anaeróbio, reator anaeróbio horizontal de leito fixo, transferência de massa

ABSTRACT

The results obtained from operation of a bench-scale horizontal-flow anaerobic immobilized sludge (HAIS) reactor fed with synthetic substrate simulating domestic sewage are presented and discussed. The HAIS reactor with a length/diameter (L/D) ratio of 20 is filled with polyurethane foam matrices containing immobilized anaerobic sludge. The reactor performance monitoring included the determination of chemical oxygen demand (COD), pH, volatile suspended solids (VSS), total volatile acids (TVA) and alkalinity (A) in the influent, effluent and intermediate port samples. Hydraulic detention times (HDT) of 10.0, 5.0, 3.3, 2.5 and 2.0 hours were applied in order to obtain the HDT of 2.0 hours in one of the sampling ports. The liquid superficial velocities (V_s) were, respectively, 10, 20, 30, 40 and 50 cm/hr. COD removal efficiencies were higher than 80% after a short transient period (lower than 15 days) following the changes in the operational conditions. COD values of the sampling ports corresponding to the HDT of 2.0 hours decreased with the increase of V_s , achieving the values of 150, 121, 100, 80 and 73 mgDQO/L. Therefore, mass transfer in the liquid-phase was found to exert a great influence in the substrate removal rate. Such an influence was quantified by determining the liquid-phase mass transfer coefficients (k_s) for each V_s applied. The values of k_s obtained permitted to express k_s as function of V_s for HAIS reactor.

Key words: Domestic sewage, anaerobic process, horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactor, mass transfer.

1. INTRODUÇÃO

No decorrer dos últimos vinte anos, houve considerável avanço no conhecimento, nos métodos e nos conceitos referentes ao tratamento de águas residuárias. O interesse pela biotecnologia anaeróbia cresceu consideravelmente com o aumento significativo do número de alternativas, tanto no que se refere à concepção física das unidades de tratamento, quanto no que diz respeito à otimização do processo em si.

A baixa eficiência de remoção de material orgânico dos primeiros sistemas de tratamento anaeróbio pode ser atribuída a uma falha fundamental no projeto: há pouco ou nenhum contato entre a massa bacteriana anaeróbia presente no sistema e o material não sedimentável no afluente. Por essa razão, muito do material dissolvido ou hidrolisado não pode ser metabolizado e acaba descarregado juntamente com o efluente (Van Haandel & Lettinga, 1994). A utilização da técnica de imobilização de microrganismos no tratamento de águas residuárias, proporciona o aumento do contato do material em suspensão e a biomassa presente e, portanto, resulta na maior produtividade por unidade de volume do reator.

Os filtros anaeróbios, os reatores anaeróbios de leito fluidificado ou fluidizado e os reatores de manta de lodo e fluxo ascendente são exemplos de reatores com células imobilizadas operando com sucesso. Estes reatores tem seu desempenho relacionado à retenção de biomassa por adesão em meio suporte ou por auto-imobilização, permitindo a operação a altos tempos de retenção celular mesmo quando se aplicam baixos tempos de detenção hidráulico. Entretanto, em sistema sólido-líquido as velocidades específicas de reação podem ser reduzidas devido às

limitações de transferência de massa na fase líquida e na fase sólida. Enquanto a limitação à difusão pode ser parcialmente superada pelo decréscimo do diâmetro da biopartícula, a transferência de massa na fase líquida pode ser minimizada pelo aumento da velocidade superficial de líquido (Ryu et al., 1984). Portanto, estudos visando a quantificação das limitações à transferência de massa tornam-se essenciais para o projeto e para o estabelecimento de parâmetros específicos de operação na otimização de desempenho destes reatores.

Especificamente, o processo de transferência de massa na fase líquida em sistemas heterogêneos, consiste na movimentação de materiais de uma fase para outra. Particularmente em reatores com células imobilizadas tratando águas residuárias, o substrato deve ser transportado do líquido para a superfície da biopartícula. Este fenômeno é quantificado pelo coeficiente de transferência de massa na fase líquida, que é função das propriedades do líquido e da velocidade superficial do líquido.

Uma nova configuração de reator anaeróbio, o Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF), foi desenvolvida por Zaiat et al. (1994), e apresentou bom desempenho no tratamento de águas residuárias de indústria de papel reciclado (Foresti et al., 1995) e substrato sintético contendo glicose (Zaiat et al., 1997). Apesar de terem sido realizados vários estudos objetivando a estimativa de parâmetros fundamentais em tal reator (Zaiat et al., 1996a, 1996b, 1996c e Vieira et al., 1996), esta nova configuração deve ser avaliada no tratamento de outros tipos de águas residuárias, incluindo-se os esgotos sanitários, havendo enorme interesse na verificação da aplicabilidade de novas concepções de reatores anaeróbios no tratamento de águas residuárias.

1.1-Objetivos

O trabalho teve por objetivos:

a) Verificar o desempenho do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) no tratamento de substrato sintético simulando esgoto sanitário a vários tempos de detenção hidráulicos, no que se refere à remoção de demanda química de oxigênio, geração de gás metano e estabilidade do reator.

b) Avaliar a influência da resistência à transferência de massa na fase líquida sobre o desempenho (remoção de demanda química de oxigênio) do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF), bem como quantificar tal influência, por meio da determinação do coeficiente de transferência de massa na fase líquida, para as várias velocidades superficiais de líquido aplicadas no reator

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 - Esgoto Sanitário

As águas de esgoto são fundamentalmente as águas de abastecimento de uma população, depois de terem sido modificadas por diversos usos. Deste ponto de vista de sua origem, resultam da combinação dos líquidos e/ou despejos arrastados pelas águas, procedentes de casas, prédios comerciais, instituições, indústrias, bem como as águas subterrâneas, superficiais ou de precipitação, que possam agregar-se ao esgoto (Falcon, 1973).

Os esgotos geralmente podem ser classificados como se segue:

a) Esgoto doméstico ou sanitário: Este tipo de esgoto apresenta uma composição predominantemente orgânica e aproximadamente constante, sendo gerado por despejos domésticos resultantes de atividades domésticas normais (lavar, cozinhar, limpar, usar banheiro, etc.), bem como as águas residuárias originadas de edifícios comerciais, públicos e similares.

b) Água residuária industrial: Este tipo de despejo apresenta uma composição e volume de contribuição variável, dependendo exclusivamente do tamanho e da natureza da atividade industrial. Os despejos industriais podem ser coletados separadamente ou em conjunto com os esgotos domésticos.

c) Água pluviométrica: Este tipo de despejo é formado pelas águas de drenagem urbana (escoamento superficial) e de infiltração subterrânea; são tipicamente intermitentes e sazonais, variando o volume de contribuição conforme a

intensidade da precipitação atmosférica, condições climáticas, topografia e natureza do solo.

Os constituintes mais importantes do esgoto sanitário são aqueles que conferem à água residuária propriedades físicas, químicas ou biológicas indesejáveis. A composição e a concentração destes constituintes no esgoto dependerão, até certo ponto, dos costumes sócio-econômicos da população contribuinte (Van Haandel & Lettinga, 1994).

O esgoto sanitário é composto pela mistura de substâncias orgânicas e inorgânicas, suspensas ou dissolvidas na água. O material orgânico é composto principalmente por resíduos alimentícios, excreta, material vegetal e materiais diversos como sabões e detergentes sintéticos, enquanto que o material inorgânico compreende sais minerais (cloretos, sulfatos, sulfetos, carbonatos, fosfatos, nitratos), areia e metais.

Os principais grupos de substâncias orgânicas presentes no esgoto sanitário são as proteínas, carboidratos e os lipídios (gorduras e óleos), sendo normalmente compostos de uma combinação de carbono, hidrogênio e oxigênio, junto com nitrogênio em alguns casos. Outros elementos importantes, tais como enxofre, fósforo e ferro podem também estar presente (Metcalf & Eddy, 1991).

Os resíduos alimentícios tanto de origem animal como vegetal e o material fecal são, principalmente formados de carboidratos, proteínas e lipídios. O material fecal, propriamente dito, é constituído de pequenos fragmentos de alimentos não metabolizados, bactérias do trato intestinal e de células dos diferentes tecidos humanos. A urina eliminada pelo corpo humano contém grande parte do nitrogênio que não é retido pelo organismo, o qual está em forma de uréia (Metcalf & Eddy, 1991).

Os sabões, detergentes sintéticos e sais minerais, são produtos de despejos das atividades domésticas que incluem lavagem de roupa, louça, pisos, etc. Além da

matéria animal e vegetal, é comum a presença de papel, panos, areia, pedaços de madeira, etc.

Uma análise aproximada da composição do material fecal e da urina humana é dada na Tabela 2.1.

Tabela 2.1: Composição aproximada do material fecal e urina humana.

Análise	Material fecal (%)	Urina (%)
Teor de Água	66 – 80	93 – 96
Matéria orgânica	88 – 97	65 – 85
Nitrogênio	5,0 – 7,0	15 – 19
Fósforo (P_2O_5)	3,0 – 5,4	2,5 – 5,0
Potássio (K_2O)	1,0 – 2,5	3,0 – 4,5
Carbono	44 – 55	11 – 17
Cálcio (CaO)	4,5	4,5 – 6,0

Fonte: Mara (1980)

Para Tebbut (1977), a fração orgânica do esgoto sanitário corresponde a 70% da quantidade de matéria sólida existente, sendo os 30% restantes inorgânico. O material sólido representa 0,1% do esgoto, restando 99,9% de água. A Figura 2.1 apresenta a composição do esgoto sanitário proposta por Tebbut (1977), considerando ainda as proporções de proteínas, carboidratos e lipídios presentes.

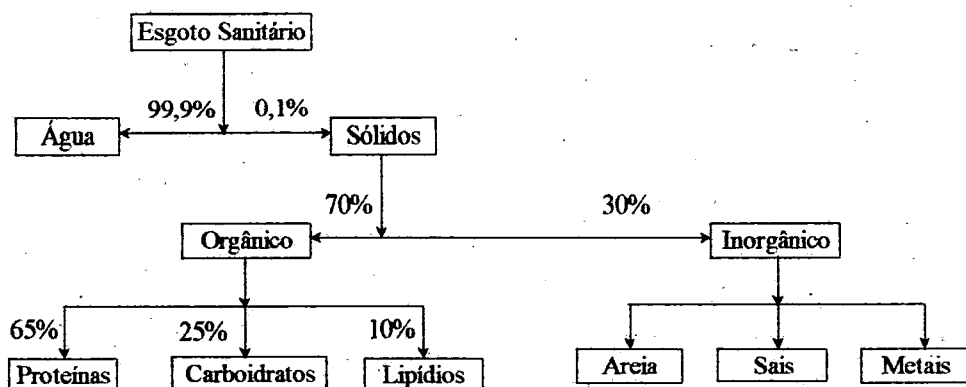


Figura 2.1: Composição do esgoto sanitário.

Fonte: Tebbut (1977)

As proporções proposta pelo autor citado corresponde, aproximadamente, às propostas por Metcalf & Eddy (1991) de 40 a 60% de proteínas, carboidratos na faixa de 25 a 50% e de lipídios de 10%, e de Jordão (1975) de carboidratos, proteínas e lipídios, correspondendo respectivamente a 50%, 40% e 10%.

As proteínas constituem-se no principal componente celular e o mais abundante nos organismos animais e em menor quantidade nos vegetais. Elas são compostos nitrogenados que participam de quase todos os processos biológicos, já que incluem as enzimas que catalisam as reações químicas extraordinariamente diversas.

Apesar de apresentarem estruturas e funções diversificadas, as proteínas são sintetizadas a partir de 20 monômeros diferentes de aminoácidos. Estes aminoácidos são ligados por meio de ligações peptídicas formando grandes cadeias poliméricas de alto peso molecular.

Segundo Metcalf & Eddy (1991), as proteínas são um combinado de moléculas de carbono, hidrogênio, oxigênio e de nitrogênio, podendo enxofre, fósforo e ferro também serem constituintes. A uréia e as proteínas são as maiores fontes de nitrogênio nos esgotos sanitários, e esses autores apresentam, para as proteínas, uma composição aproximada de 16% de nitrogênio (em peso).

Os esgotos sanitários podem conter vários tipos de proteínas, como, por exemplo, as albuminas, globulinas de diversas origens e enzimas industriais (detergentes) ou provenientes da própria degradação microbiológica do esgoto.

Os carboidratos são compostos, em geral, que apresentam a fórmula $(CH_2O)_n$ e cujos representantes mais simples são chamados açúcares, como, por exemplo, a glicose e a sacarose. São poliidroxi aldeídos ou poliidroxi cetonas, ou substâncias que, hidrolisadas, liberam estes compostos.

Podem ser classificados em monossacarídeos, como, por exemplo, glicose e frutose, oligossacarídeos como sacarose e lactose e polissacarídeo como celulose e amido. No esgoto sanitário, os carboidratos estão presentes nas formas mais comuns, tais como glicose, sacarose, amido, celulose e seus produtos de hidrólise.

Os lipídios (gorduras e óleos) constituem uma classe de compostos com estrutura bastante variada, caracterizados por uma baixa solubilidade em água; geralmente tem em sua molécula pelo menos um álcool e um ácido graxo (ácido carboxílico). São encontrados no esgoto sanitário pelo uso doméstico, provenientes de óleos vegetais, margarinas, manteigas, carnes, etc. A emissão de óleos minerais derivados do petróleo, como, por exemplo, querosene, óleo diesel e gasolina pode ser mais uma fonte, não permitida, de contribuição de matéria graxa no esgoto sanitário.

A Tabela 2.2, mostra a composição típica do esgoto sanitário, apresentada por Metcalf & Eddy (1991), em termos de seus constituintes químicos, físicos e biológicos. São classificados conforme sua concentração: fraca, média e forte.

Tabela 2.2: Composição típica do esgoto sanitário.

Constituinte	Unidade	Fraco	Médio	Forte
Sólidos Totais	mg/L	350	720	1200
Sólidos Dissolvidos Totais	mg/L	250	500	850
Sólidos Dissolvidos Fixos	mg/L	145	300	525
Sólidos Dissolvidos Voláteis	mg/L	105	200	325
Sólidos em Suspensão	mg/L	100	220	350
Sólidos em Suspensão Fixos	mg/L	20	55	75
Sólidos em Suspensão Voláteis	mg/L	80	165	275
Sólidos Sedimentáveis	mL/L	5	10	20
Demanda Bioquímica de Oxigênio, 5dias, 20 ^o C (DBO ₅)	mg/L	110	220	400
Carbono Orgânico Total (COT)	mg/L	80	160	290
Demanda Química de Oxigênio (DQO)	mg/L	250	500	1000
Nitrogênio Total	mg/L	20	40	85
Nitrogênio Orgânico	mg/L	8	15	35
Nitrogênio Amoniacal	mg/L	12	25	30
Nitritos	mg/L	0	0	0
Nitratos	mg/L	0	0	0
Fósforo Total	mg/L	4	8	15
Fósforo Orgânico	mg/L	1	3	5
Fósforo Inorgânico	mg/L	3	5	10
Cloretos*	mg/L	30	50	100
Sulfato*	mg/L	20	30	50
Alcalinidade (CaCO ₃)	mg/L	50	100	200
Graxas	mg/L	50	100	150
Coliformes Fecais (NMP/100mL) NMP (Número Mais Provável)	NMP/100mL	10 ⁶ -10 ⁷	10 ⁷ -10 ⁸	10 ⁷ -10 ⁹

*Valores dependentes da água de abastecimento.

Fonte: Metcalf & Eddy (1991).

2.2 - Tratamento de Esgotos Sanitários

2.2.1 - Generalidades

Os processos mais amplamente utilizados para tratamento de esgotos sanitários são os biológicos. O tratamento por meio de processo biológico resulta na transformação de seus constituintes em moléculas mais simples e estáveis. Trata-se da oxidação do material orgânico presente, transformando-o em substâncias de estrutura molecular simples e de baixo conteúdo energético (Branco, 1978). Distinguem-se dois mecanismos biológicos básicos para remoção de material orgânico: (1) o *mecanismo aeróbio*, quando o material é oxidado na presença de oxigênio molecular para produtos minerais e (2) o *mecanismo anaeróbio*, quando o material é oxidado na ausência de oxigênio molecular (potencial redox baixo) para produtos finais gasosos, predominantemente metano e dióxido de carbono (biogás).

As águas residuárias mais diluídas, como os esgotos sanitários, têm sido submetidas a sistemas biológicos aeróbios de tratamento. Tradicionalmente, tem-se usado sistemas de lagoas de estabilização ou sistemas aeróbios de tratamento, particularmente o sistema de lodos ativados e suas variantes (lagoa aerada, valos de oxidação). Nesses sistemas, quando bem projetados e operados, a eficiência de remoção da demanda bioquímica de oxigênio (DBO) geralmente se mantém superior a 90%. No entanto, coloca-se em questionamento a substituição de sistemas aeróbios de tratamento de esgotos sanitários por sistemas anaeróbios, mais atrativos, principalmente sob o ponto de vista econômico. Os investimentos, consideravelmente altos, de instalação, operação e manutenção dos processos aeróbios de tratamento, ainda precisam ser acrescidos de unidades de tratamento e disposição de lodo gerado pelos mesmos.

Para tratamento de esgoto sanitário os sistemas biológicos anaeróbios utilizados são os tanques sépticos desde 1895 e os tanques Imhoff desde 1905. As lagoas anaeróbias e os digestores de lodo são também exemplos de sistemas

anaeróbios já utilizados de longa data. A única unidade amplamente utilizada, excluindo-se os digestores de lodo, é o tanque Imhoff, no qual somente a fração sedimentável da DBO do esgoto recebe tratamento, obtendo-se, conseqüentemente, uma baixa eficiência de remoção de DBO total de 30 a 50% (Sousa, 1986).

Estes sistemas tradicionais são normalmente definidos como sistemas de baixa taxa, pois normalmente requerem longos períodos de permanência dos resíduos nos reatores e, portanto, grandes volumes. Desde os anos 70, a preocupação com o consumo de energia e também a valorização do solo, puseram em destaque o tratamento anaeróbio. Desta forma, foram desenvolvidas novas tecnologias e reatores classificados como sendo de alta taxa, como por exemplo os reatores de leito fluidificado, os filtros anaeróbios, reator de manta de lodo (UASB) entre outros. Esses reatores podem reter altas concentrações de biomassa ativa, portanto reduzindo substancialmente o tempo de detenção hidráulico (Oliva, 1997). Eles promovem um contato mais efetivo entre a biomassa presente e o substrato. O estudo da viabilidade do tratamento de esgotos sanitários por meio de reatores de alta taxa vem sendo feito há alguns anos no Brasil.

2.2.2 – Princípios Básicos do Tratamento Anaeróbio

O consórcio microbiano ativo no tratamento anaeróbio executa um processo complexo envolvendo muitos grupos de bactérias e várias etapas. Se o substrato consiste de compostos orgânicos complexos, primeiro eles são hidrolisados e depois são fermentados para ácidos voláteis por microrganismos acidogênicos. Os ácidos voláteis com cadeia maior do que dois carbonos são convertidos para acetato e H_2 (gás) por acetogênicas produtoras de hidrogênio. Finalmente, o acetato e H_2 são convertidos para metano por metanogênicas (Speece, 1996). A transformação de macromoléculas complexas, presentes no esgoto, em biogás, está apresentada na Figura 2.2 por meio de uma representação esquemática sugerida por Gujer & Zehnder (1983).

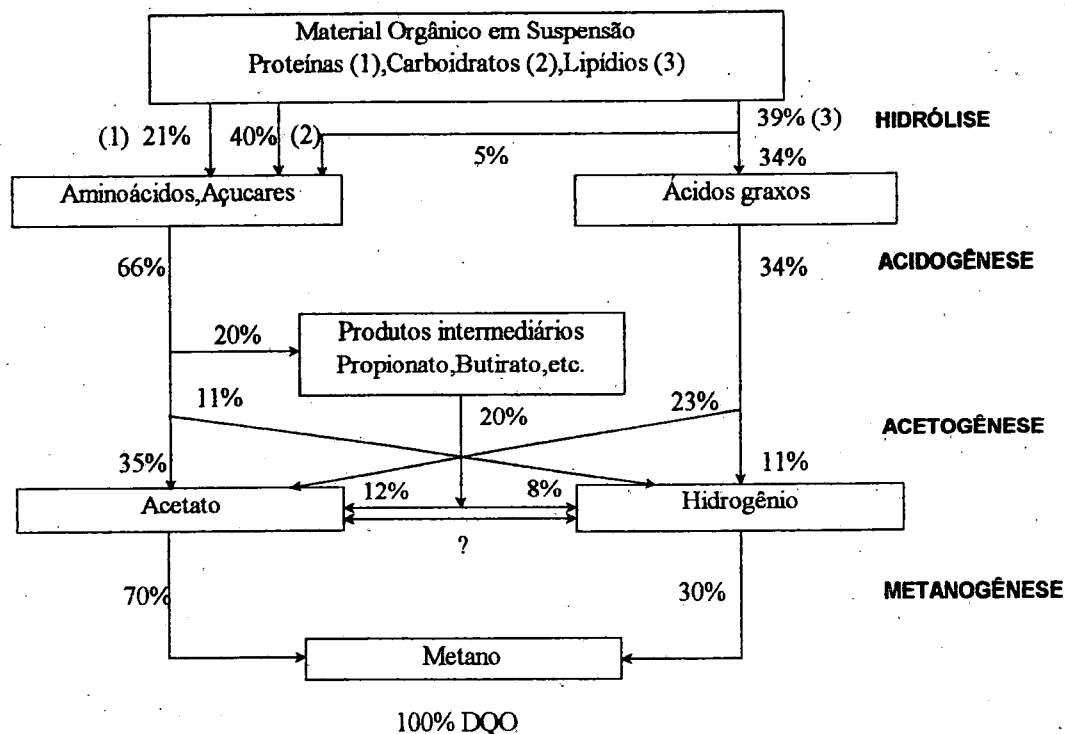


Figura 2.2: Seqüência de processos na digestão anaeróbica de macromoléculas complexas (os números referem-se a porcentagens como DQO).

Fonte: Gujer & Zehnder (1983)

Para a digestão anaeróbica de proteínas, carboidratos e lipídios (maior parte do material pertencente a esses grupos no esgoto sanitário) pode-se distinguir 4 etapas no processo total de estabilização da matéria orgânica presente (Van Haandell & Lettinga, 1994):

- I. *Hidrólise*: Neste processo o material orgânico particulado é convertido em compostos dissolvidos de menor peso molecular. O processo requer a interferência das chamadas exo-enzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas se degradam através de (poli)peptidas para formarem aminoácidos; os carboidratos se transformam em açúcares solúveis (mono e dissacarídeos) e lipídios são convertidos em ácidos graxos de cadeia longa de C (C₁₅ a C₁₇) e glicerina.
- II. *Acidogênese*: Os compostos dissolvidos, gerados no processo de hidrólise são absorvidos nas células das bactérias fermentativas e, após a acidogênese,

excretados como substâncias orgânicas simples como ácidos graxos voláteis (propiónico, butírico, etc.), álcoois, ácido láctico e compostos minerais como CO_2 , H_2 , NH_3 , H_2S , etc.

- III. *Acetogênese*: consiste na conversão dos produtos da acidogênese em compostos que formam os substratos para produção de metano: acetato, hidrogênio e dióxido de carbono.
- IV. *Metanogênese*: consiste na fase de produção de metano a partir da descarboxilação do ácido acético (bactérias acetotróficas) ou pela redução do CO_2 (bactérias hidrogenotróficas).

2.2.3 – Tipos de Reatores Anaeróbios

A biomassa responsável pela degradação anaeróbia pode ser colocada em uma grande variedade de configurações de reatores. A seleção de uma configuração apropriada é crítica para o sucesso da operação. Cada configuração diferente tem implicações sobre a razão tempo de residência celular (θ_c) / tempo de detenção hidráulico (TDH). O θ_c é um parâmetro de projeto fundamental em sistemas biotecnológicos. Um valor máximo de θ_c é desejável para estabilidade do processo e produção mínima de lodo. Diminuindo-se o TDH, diminui-se o volume do reator, reduzindo-se os custos (Speece, 1983).

2.2.3.1 – Reatores de Baixa Taxa

A primeira geração de reatores (baixa taxa) utilizada na biotecnologia anaeróbia aplicada no tratamento de esgotos sanitários consistia em reatores de mistura apresentando a razão θ_c/TDH igual a 1. Este valor representa a igualdade do tempo de detenção celular com tempo de detenção hidráulico.

Tanques Sépticos: O tanque séptico é uma unidade que remove grande quantidade de sólidos sedimentáveis e matéria orgânica dos esgotos sanitários. Esta unidade

consiste em um tanque fechado onde ocorre a sedimentação. O lodo é digerido anaerobicamente e é também adensado nesta unidade. Normalmente os tanque sépticos são unidades pequenas, para até 50 residências, ou utilizadas para edifícios como escolas e hospitais. O tempo de detenção do líquido é, em geral, em torno de 1 dia. O efluente contém ainda DBO elevada e eficiência de remoção de DBO de 30 a 50 %.

Tanques Imhoff: O tanque Imhoff é um tanque dividido em dois compartimentos, e foi inicialmente idealizado para pré-tratamento de esgotos sanitários. Na câmara superior ocorre sedimentação, e os sólidos retidos no compartimento inferior sofrem digestão anaeróbia. O tempo de detenção do líquido é em torno de algumas horas para remoção dos sólidos sedimentáveis, e o lodo é removido em geral no período de 20 a 30 dias, ou maior. Este tipo de unidade de tratamento pode ser útil para pequenas comunidades.

Lagoas Anaeróbias: A lagoa anaeróbia não é fundamentalmente diferente do tanque séptico, é também um sistema de escoamento horizontal do esgoto tendo-se lodo anaeróbio no fundo da lagoa. Geralmente a lagoa anaeróbia é muito maior que um tanque séptico e normalmente não é coberta. São usadas para tratamento de esgotos, notadamente como passo preliminar em séries de lagoas de estabilização. O tempo de retenção de líquido em lagoas anaeróbias é na faixa de 2 a 5 dias, com a eficiência de remoção de DBO entre 50 a 70 %.

2.2.3.2 – Reatores de Alta Taxa

Tem-se conhecimento, hoje, que os reatores de alta taxa são capazes de tratar uma diversidade de substratos, inclusive águas residuárias de origem doméstica. Os sistemas modernos de tratamento anaeróbio têm algum mecanismo de retenção de biomassa que permite a acomodação de grande massa bacteriana em seu interior, o que os distingue dos sistemas clássicos (baixa taxa) de tratamento, apresentando,

portanto, uma razão θ_c/TDH muito superior a 1. A retenção de biomassa pode ser feita por meio de dois mecanismos (Van Handell & Lettinga, 1994):

- (1) imobilização da biomassa a um material inerte de suporte (biofilme). Nesta categoria situam-se os filtros anaeróbio de fluxo ascendente ou descendente (leito fixo) e o reator com leito granular que pode ser fluidificado ou expandido.
- (2) Separação sólido-líquido do efluente com retorno de sólidos separados para o reator. Nessa categoria se enquadram o processo de contato com decantador externo e o reator UASB com seu decantador interno.

Filtros Anaeróbios: Historicamente o filtro anaeróbio é importante porque foi o sistema de tratamento anaeróbio que demonstrou a viabilidade técnica de se aplicar elevadas taxas de carregamento orgânico volumétrico no tratamento de substratos solúveis.

No filtro anaeróbio (fluxo ascendente ou descendente) a biomassa é imobilizada pela sua agregação a corpos de enchimento que se encontram no mesmo. A água residuária escoar pelo vazio entre os corpos. Nos primeiros filtros usaram-se rochas vulcânicas, mas em desenvolvimentos posteriores aplicaram-se também corpos fabricados com objetivo de se obter área específica para aderência da biomassa tão grande quanto possível, aumentando-se, assim, a possibilidade de contato entre a biomassa e o material orgânico do afluente (Van Haandel & Lettinga, 1994). Pode-se alcançar altos tempos de detenção celular da ordem de 100 dias, e os tempos de detenção hidráulico curtos, proporcionam ao filtro anaeróbio grande potencial para aplicabilidade em tratamento de águas residuárias diluídas (Metcalf & Eddy, 1991).

Processo de Contato: este processo é o equivalente anaeróbio do sistema de lodos ativados. No processo de contato anaeróbio, o afluente não tratado é misturado com com sólidos reciclados, e então, digerido. O conteúdo do reator é submetido à

mistura completa, e após a digestão, é separado em um decantador (Metcalf & Eddy, 1991). Este processo é utilizado com sucesso para tratamento de efluentes industriais com altas cargas orgânicas.

Reator de Leito Fluidificado: A água residuária a ser tratada, é bombeada em fluxo ascendente através de um leito composto por meio suporte apropriado (areia, carvão, etc.) no qual a biomassa se desenvolve (formação do biofilme). O efluente é recirculado para diluir o afluente e proporcionar velocidades ascendentes capazes de manter o leito expandido (Metcalf & Eddy, 1991). Até o momento apenas algumas unidades em escala comercial deste tipo estão em operação, principalmente para tratamento de efluentes industriais. Nota-se, no entanto, um crescente interesse por parte dos pesquisadores nesse tipo de reator, para tratamento de esgotos sanitários. Na EESC-USP (Escola de Engenharia de São Carlos) existe, atualmente em estudo, um reator de 32 m³ utilizando carvão ativado como meio suporte.

Reator UASB (Manta de Lodo): O Reator Anaeróbico de Manta de Lodo foi desenvolvido na década de 70 por Lettinga e sua equipe na Universidade de Wageningen (Holanda) e tem sido utilizado com sucesso para tratamento de grande variedade de efluentes industriais como, por exemplo: vinhaça, levedura, cervejaria, indústrias de conservas alimentícias, café, derivados lácteos, papel, abatedouros, etc (Lettinga et al., 1989).

A partir da década de 80, este reator vem sendo estudado e desenvolvido para o tratamento de esgotos sanitários. Este reator é o sistema mais utilizado no tratamento anaeróbico de esgoto sanitário a taxa elevada. Várias unidades em escala real estão implantadas em diferentes países e mais sistemas estão sendo construídos. Todos os sistemas em escala real operam em regiões de clima tropical ou subtropical (Van Haandel & Lettinga, 1994).

O reator opera em regime contínuo com a água residuária entrando pelo fundo, passando em fluxo ascendente pela zona de digestão (manta de lodo ativa) onde ocorre a estabilização da matéria orgânica e seguindo para uma abertura existente na parte superior do reator. Nesta parte superior ocorre a separação das

fases sólida (lodo), líquida e gasosa (biogás) por um dispositivo especial denominado separador de fases.

2.2.4 – Controle do Processo

O desempenho de reatores pode ser avaliado pelo acompanhamento dos seguintes parâmetros:

a) Carga orgânica aplicada (C.O.) definida como:

$$C.O. = \frac{Q.S_{b0}}{V_T} \quad (2.1)$$

Nessa expressão, S_{b0} é a concentração inicial de substrato afluente, Q é a vazão volumétrica de substrato afluente e V_T é o volume total do reator.

- b) Taxa de produção de gás
- c) Composição do gás
- d) Conteúdo de ácidos voláteis no efluente (ácido propiônico, butírico, acético e ácidos graxos voláteis totais).
- e) Demanda química de oxigênio (bruta e filtrada), de forma a avaliar a qualidade do efluente produzido.
- f) Medidas para verificação de funcionamento dos reatores como: pH, alcalinidade e sólidos suspensos (voláteis e totais).

A estimativa do conteúdo de biomassa no interior do reator, avaliada por meio da medida da concentração de sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais, pode ser acessada com maior facilidade nos reatores de leito fixo, pela remoção do material suporte, por exemplo.

Para reatores de leito de lodo, como UASB, esta medida torna-se pouco representativa durante a operação do reator, pela impossibilidade de coletar-se uma amostra homogênea.

A manutenção de uma população estável de organismos ativos, caracteriza um sistema com alto tempo de retenção celular, proporcionando maior flexibilidade de operação e capacidade de recuperação do sistema sujeito à condições adversas como: cargas tóxicas, variações de carga hidráulica e orgânica, variação na composição do afluente e variação na temperatura de operação.

O aumento repentino da carga orgânica pode resultar no aumento da concentração de ácidos voláteis sem que seu consumo ocorra na mesma velocidade, provocando a liberação de CO_2 . No entanto, o valor do pH só seria afetado drasticamente após o consumo de alcalinidade a bicarbonato (capacidade tampão). Por isso, torna-se importante que a alcalinidade no sistema seja suficiente para manter o pH dentro da faixa ótima, considerada, pela maioria dos autores, entre 6,6 e 7,4.

O acúmulo de H_2 no sistema poderia afetar o metabolismo e crescimento das bactérias acetogênicas, levando à produção de ácido propiônico e butírico. Elevadas concentrações deste gás no sistema, poderiam caracterizar a situação conhecida por "sobrecarga de ácido propiônico". Nessa situação existe a possibilidade do arraste das populações de bactérias acetogênicas, antes que as bactérias utilizadoras de H_2 tenham tido tempo de consumir todo H_2 acumulado (Mosey, 1983).

As cargas de tóxicos, bem como a temperatura de operação, de forma similar, provocam desbalanceamento entre a produção e consumo de ácidos voláteis totais.

As variações na composição do despejo afluente podem provocar mudanças nas vias metabólicas e retardar fases intermediárias importantes ao processo.

De forma a detectar e reverter tais distúrbios nos sistemas de tratamento anaeróbio, pesquisadores têm testado parâmetros de processo que possam ser utilizados como indicadores de distúrbio.

Os indicadores, comumente usados na operação e controle dos processos anaeróbios, incluem:

- a) A relação ácidos voláteis: alcalinidade a bicarbonato.
- b) A produção e composição de gás, principalmente CO_2 e metano.

c) pH.

d) A concentração de sólidos voláteis no efluente.

d) A redução da remoção de DQO (baixa eficiência).

Nenhuma dessas considerações podem, por si só, indicar, com certa fidelidade, as condições do processo de digestão anaeróbia. Esses indicadores são apropriados para detectar os efeitos de sobrecarga, quando esses já estiverem afetando o desempenho do processo.

2.2.5 – Desempenho de Reatores UASB no Tratamento de Esgoto Sanitário

Atualmente o reator UASB (manta de lodo) é, de longe, o reator anaeróbio de alta taxa mais utilizado no tratamento de esgotos sanitários. Dezenas de sistemas, de diversos volumes, estão em operação na Colômbia, Índia, Brasil, entre outros países.

As primeiras experiências para a aplicação deste tipo de reator no tratamento de esgoto sanitário foram feitas por Lettinga et al. (1981), na Universidade de Wageningen (Holanda). A partir dessas experiências, a utilização desta configuração de reator difundiu-se por apresentar alternativa de baixo custo no tratamento dos efluentes produzidos por cidades, bairros ou mesmo uma pequena comunidade rural.

Collivignarelli et al. (1990) estudaram o desempenho de um reator UASB de 336m^3 de volume, operando em temperatura ambiente entre 7 e 27°C , com TDH de 42 horas durante a etapa de partida, e 12 horas no período final de operação. Para o TDH de 12 horas e carga orgânica de $0,56\text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$, o reator apresentou porcentagens de remoção de 40% e 57%, respectivamente para DQO e sólidos suspensos voláteis, para concentração média em termos de DQO, do afluente, de $280\text{ mgDQO}\cdot\text{L}^{-1}$.

Draaijer et al. (1991) discutiram o comportamento do tratamento anaeróbio de esgoto sanitário de Kampur, Índia. Esses autores confirmam que foi construído um reator UASB de 1200m^3 em três compartimentos paralelos: 600m^3 , 300m^3 e 300m^3 . Durante o período de 12 meses a remoção média de DQO foi de 74% e 75% de sólidos suspensos totais operando com tempo de detenção hidráulico de 6 horas.

Schellinkhout & Collazzos (1991) relataram resultados da operação de um reator UASB em Cali, Colômbia. Segundo esses autores, no período de 1983 a 1984 um reator UASB de 64m^3 foi alimentado com esgoto sanitário e após sua partida a remoção de DQO foi de 72% e 70% de sólidos suspensos totais quando o TDH era de 5 horas.

No Brasil, a Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB) desenvolveu em 1984, estudos em reator anaeróbio UASB (escala de laboratório), à temperatura média de 35°C , com remoção média de 65% de DQO (Vieira & Souza, 1986). Em Florianópolis (SC), a Companhia Catarinense de Águas e Saneamento (CASAN) operou um reator num período de nove meses, obtendo remoção de DQO em torno de 79%, com tempo de detenção hidráulico de 4 horas (Barbosa et al., 1987).

Van Haandel & Lettinga (1994), comentando a influência do tempo de detenção hidráulico no comportamento de reator UASB, afirmam que foi operado e monitorado por um período de tempo de dois anos em Campina Grande (PB), um reator UASB de 160m^3 de volume tratando esgoto sanitário forte com DQO variando de 695mg.L^{-1} a 863mg.L^{-1} .

Afirmam ainda, que esse reator foi operado com tempo de detenção hidráulico de 17; 7,2 e 5,7 horas com remoção de DQO de 75%; 67% e 60% e remoção de sólidos em suspensão totais de 72%; 52% e 41%, respectivamente.

Esses resultados experimentais indicam que a sobrecarga hidráulica aplicada durante a operação do UASB reduziu consideravelmente a eficiência de remoção da DQO e SST.

Oliva (1997) operou, em temperatura ambiente, um reator UASB no Campus da USP, de 18m^3 (fibra de vidro) no tratamento de esgoto sanitário da cidade de São Carlos. No período de partida, o reator trabalhou com TDH de 16 horas, e carga orgânica volumétrica média de $1,3\text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$. O reator não foi inoculado. O período de partida observado foi de cerca de 5 meses. O reator operou em condições de equilíbrio dinâmico com TDH de 8 horas, e carga orgânica volumétrica média de $2,7\text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$ sendo que durante este período as eficiências médias de remoção de DQO variaram de 71 a 83%.

Torres (1992) apresenta os resultados obtidos durante a operação de um reator UASB (volume: 10,5 L) alimentado a partir de constituintes orgânicos e inorgânicos comumente presentes em esgotos sanitários. A biodegradabilidade do esgoto sintético foi verificada em testes em batelada, em frascos de 500 mL, mostrando a degradação de substrato sintético a taxas comparáveis (% de remoção de DQO e composição do biogás produzido) como às apresentadas pelos esgotos sanitários reais. Os estudos obtidos sobre o desempenho do reator apresentaram resultados de eficiências de remoção, composição do gás além de outros parâmetros próximos aos apresentados na literatura para esgoto sanitário real, indicando boa aproximação para sua utilização em laboratório, simulando esgotos sanitários.

No primeiro experimento com reator UASB de bancada, sob alimentação contínua, utilizou-se lodo em digestão (ETE-Barueri), e o reator foi operado por 53 dias, em 4 fases distintas caracterizadas pelos TDH aplicados. Os valores de TDH neste experimento foram 24, 20, 30, e 12 horas. A seguir, o reator foi operado durante 79 dias após inoculação com lodo granulado (Citrosuco-Matão), em cinco fases distintas com valores de TDH de 24, 18, 12, 6, e 9 horas. A maior eficiência média de remoção de DQO bruta de 73% ocorreu no experimento com lodo granular para valor de TDH de 9 horas (DQO afluente: 492 a 611 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$; DQO efluente: 137 a 241 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$). No experimento com lodo da ETE de Barueri, a maior eficiência média de remoção de DQO bruta foi 62% para TDH de 12 horas (DQO afluente: 529 a 604 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, DQO efluente: 201 a 234 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$).

Sousa (1996) utilizou o esgoto sanitário sintético formulado por Torres (1992) para verificar o desempenho de remoção de matéria orgânica e de nutrientes do sistema composto de um reator de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) com volume de 4 litros, seguido de dois reatores aeróbios seqüenciais em batelada de 3,6 litros. O reator UASB utilizado neste trabalho foi inoculado com lodo proveniente de reator UASB tratando esgoto sanitário e mantido na temperatura de 30°C. Na primeira fase o reator foi operado com TDH de 4,7 horas e na segunda com TDH de 4,0 horas apresentando respectivamente as cargas orgânicas volumétricas médias de 2,25 e 2,53 kgDQO.m⁻³.dia⁻¹.

O reator UASB apresentou, na segunda fase, eficiências de remoção de DQO bruta e da filtrada e sólidos suspensos voláteis de 86%, 81% e 88% respectivamente (DQO afluente bruta: 355 a 549 mg.L⁻¹; DQO efluente bruta: 32 a 81 mg.L⁻¹). Este valor de eficiência de remoção de matéria carbonácea para o baixo TDH de 4 horas, segundo o autor, é alto com relação aos trabalhos apresentados na literatura. O autor conclui que deve-se ao fato do sistema ter sido operado à temperatura controlada de 30°C.

2.3 - Processos de Transferência de Massa

O desenvolvimento de novas configurações de reatores anaeróbios passa, necessariamente, pelo melhor aproveitamento do volume útil reacional, com consequente diminuição do volume total e pela melhoria do desempenho, estabilidade e facilidade de operação dessas unidades. Neste sentido, após o sucesso da concepção do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo e Fluxo ascendente (UASB) que permite o desenvolvimento de lodo granulado, poucas propostas de novas configurações foram apresentadas. As configurações como Reator Compartimentado (chicanas), Reator de Membranas, Reator Anaeróbio de Batelada e o Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF), foram propostas, mas não podem ser consideradas tecnologias estabelecidas.

A grande maioria dos reatores contendo lodo anaeróbico imobilizado tem sido desenvolvida baseada em critérios empíricos. A predominância de tais critérios sobre os critérios racionais é consequência da variedade e complexidade dos processos interativos que ocorrem nos reatores. Dessa forma, o estudo de fenômenos fundamentais pode ser muito difícil. Entretanto, fenômenos tais como *transferência de massa na fase líquida e sólida*, cinética intrínseca e hidrodinâmica do reator devem ser estudados visando a simulação, aumento de escala e, principalmente, a otimização de reatores contendo biomassa imobilizada (Zaiat, 1996).

O *processo de transferência* é caracterizado pela tendência ao equilíbrio, tendência esta que se caracteriza por ser a força motriz do fenômeno de transferência. Quando esta força motriz é originada pelo gradiente de concentração ela produz o transporte de um componente da mistura de uma região de alta concentração para uma região de baixa concentração. Este processo de transporte é denominado transferência de massa (Sisson & Pitts, 1978).

Muitas variáveis podem afetar a velocidade global de reação em sistemas reacionais. Em sistemas homogêneos a temperatura, pH e composições são obviamente envolvidos. Em sistemas *heterogêneos*, onde as reações bioquímicas ocorrem numa localidade estrita (superfície do biocatalisador), as velocidades de transferência de massa e as velocidades das reações bioquímicas devem ser avaliadas para verificação da etapa limitante do processo. O grande problema é a avaliação das variáveis que afetam cada uma das etapas e, conseqüentemente, a velocidade global de reação (Atkinson, 1974).

A interação entre o transporte de massa e as reações bioquímicas pode ser visto na Figura 2.3 (adaptada de Vieira, 1996) para um sistema plano em meio líquido que escoar.

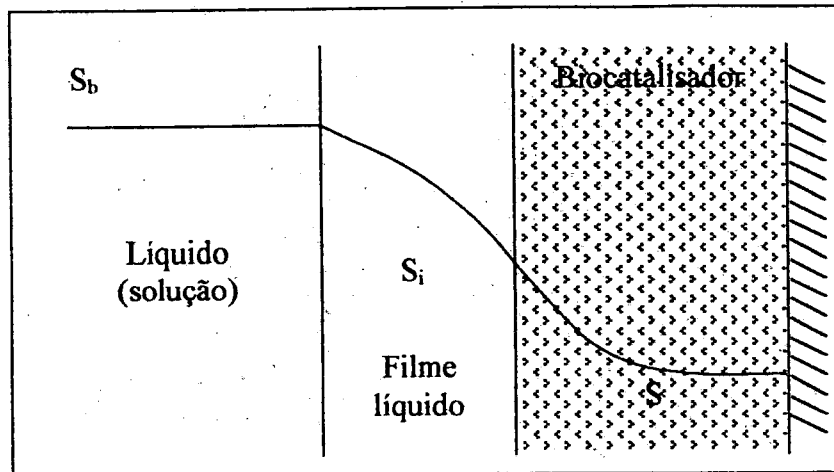


Figura 2.3: Representação da interação entre transporte de massa e reação bioquímica em um biocatalisador plano. S_b é a concentração de substrato no meio líquido, S_i é a concentração de substrato na interface sólido-líquido e S é a concentração de substrato dentro do biocatalisador.

Fonte: Vieira (1996)

Distante do biocatalisador, a concentração de substrato e outras variáveis do processo tem valores característicos de mistura reacional. Essas são composições que podem ser medidas por meio de métodos analíticos convencionais.

Devido ao consumo de substrato dentro do biocatalisador e consequente formação de produtos no local, originam-se gradientes de concentração entre a solução e o interior do biocatalisador. O substrato deve ser transportado da solução para a superfície externa do biocatalisador, por meio da camada de líquido estagnada (filme líquido). Se a solução está estagnada, este transporte ocorrerá por meio de difusão molecular. Havendo mistura ou escoamento da solução de substrato, existirá contribuição do transporte convectivo para movimentação do substrato da solução para a superfície externa. Se no volume interno do biocatalisador não existir células ou se o substrato não conseguir penetrar no interior do mesmo, o transporte de massa externo será o único considerado. Porém,

no sistema onde as células estão aderidas e distribuídas no interior de matriz permeável, o substrato necessitará ser difundido da superfície externa para o interior, onde ocorrerão as reações. Neste tipo de situação, os processos de difusão intraparticular, juntamente com a transferência de massa externa devem ser considerados (Bailey & Ollis, 1986).

Segundo Ryu et al. (1984), a resistência à transferência de massa na fase líquida pode ser minimizada pelo aumento da velocidade superficial de líquido, enquanto que a difusão intraparticular pode ser parcialmente superada pela diminuição do tamanho do biocatalisador.

A velocidade de transferência de massa intraparticular (N_i) é dada pela expressão análoga à lei de Fick como (Bird et al., 1960):

$$N_i = -De \frac{dS}{dy} \quad (2.2)$$

Nessa expressão, De é a difusividade efetiva do substrato em biopartículas e S é a concentração de substrato dentro da biopartícula em uma dada posição y .

2.3.1 - Transferência de Massa Externa (fase líquida)

A velocidade com que as moléculas de substrato podem ser transportados da solução para a superfície do biocatalisador é limitada e, neste caso, a limitação da velocidade de transporte será dirigida pela diferença de concentração através da camada de líquido estagnada ao redor da biopartícula. Nesta situação, a velocidade de transferência de massa na fase líquida (N_s) para a interface líquido-sólido pode ser escrita em termos de diferença de concentração como (Blanch et al., 1996):

$$N_s = k_s.(S_b - S_i) \quad (2.3)$$

Nessa expressão, k_s é o coeficiente de transferência de massa na fase líquida, S_b é a concentração de substrato na fase líquida e S_i é a concentração na interface sólido-líquido.

Segundo Atkinson (1974), o aumento da velocidade superficial de líquido provoca a aproximação do valor da concentração na interface sólido-líquido com o valor da concentração do substrato na fase líquida e, conseqüentemente, diminuição do gradiente de concentração.

Neste caso, ocorre a diminuição da camada de líquido estagnada ao redor do biocatalisador, decrescendo, assim, a resistência à transferência de massa externa. Conseqüentemente, há o aumento de k_s e da velocidade de transferência de massa na fase líquida (N_s) em reator de leito fixo preenchido com biopartículas.

De acordo com Bailey & Ollis (1986), o coeficiente de transferência de massa na fase líquida (k_s) é função de propriedades físicas do líquido, bem como das condições hidrodinâmicas próximas da interface sólido-líquido, podendo usualmente ser determinado a partir de várias correlações. Em particular, k_s aumenta com incremento da velocidade superficial de líquido em reator de leito fixo contendo células imobilizadas. Nesse tipo de reator heterogêneo, a velocidade superficial de líquido deve ser avaliada considerando-se a área líquida da seção transversal do reator (deve-se considerar a porosidade do leito).

Zaiat (1996) avaliou várias correlações para determinação do coeficiente de transferência de massa na fase líquida, obtidas empiricamente ou por meio de considerações teóricas, propostas na literatura, para sistemas com leito fixo. O autor verificou que estas correlações não representam adequadamente os valores k_s para baixas velocidade superficiais de líquido quando comparado com os valores obtidos experimentalmente em leito fixo contendo biopartículas. O autor propôs correlação experimental específica para determinação deste parâmetro para baixas velocidades superficiais de líquido, neste tipo de leito, para utilização na simulação de desempenho e projeto do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF).

2.4 - Desenvolvimento do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo

O Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) desenvolvido por Zaiat et al. (1994) em escala de bancada, compreende um tubo de vidro boro-silicato com 99,8 cm de comprimento e 5,04 cm de diâmetro (interno) perfazendo uma relação comprimento por diâmetro (L/D) de aproximadamente 20. O reator possui volume total de 1991 ml, sendo 1735 ml de volume útil reacional e 265 ml (13% do total) destinados à separação do gás. Ao longo do comprimento e na parte superior do mesmo foi instalado um tubo perfurado de diâmetro 0,94 cm (interno) para a coleta do gás gerado durante o processo. Amostradores intermediários ao longo do comprimento do reator, espaçados de 20 cm, foram alocados em posições correspondentes a L/D de 4, 8, 12 e 16. O esquema do RAHLF é apresentado na Figura 2.4.

O RAHLF foi concebido para ser preenchido com matrizes cúbicas de espuma de poliuretano (3-5mm de lado), contendo lodo anaeróbio imobilizado, e para propiciar escoamento predominantemente pistonado. Além disso, o tubo coletor de gás ao longo do reator permite minimizar o volume destinado à separação do gás.

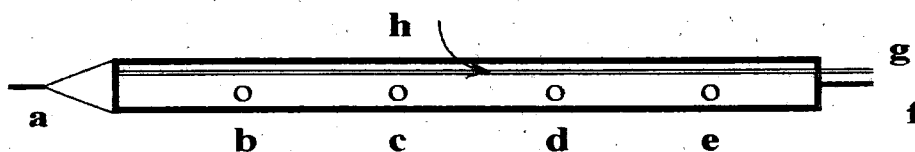


Figura 2.4: Concepção original do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) em escala de bancada (Zaiat et al., 1994). (a) Entrada do afluente, (b, c, d, e) Amostradores intermediários (L/D de 4, 8, 12 e 16), (f) Saída do efluente, (g) Saída de gás, (h)Tubo coletor de gás.

Inicialmente foi desenvolvido por Zaiat et al. (1994) uma metodologia para imobilização de lodo anaeróbio (biomassa) em matrizes cúbicas de espuma de

poliuretano de 3 a 5 mm de lado. A metodologia desenvolvida consiste em manter o contato entre o lodo anaeróbio (macerado) e todas as matrizes cúbicas que serão introduzidas no RAHLF por 2 horas em recipiente fechado. Decorrido este período, as matrizes com células aderidas deverão ser colocadas em meio (o mesmo utilizado no experimento) para lavagem dos sólidos fracamente aderidos. Drenando-se o meio, o lodo retido nas matrizes cúbicas constitui-se no inóculo do reator.

Cabral (1995) realizou experimentos de estímulo-resposta (forma de pulso) no RAHLF em escala de bancada com objetivo de verificar o tipo de escoamento predominante (caracterização hidrodinâmica). Foi utilizado como meio suporte esferas de cerâmica porosa (diâmetro médio 5mm), resultando em porosidade de leito (ϵ) de 40%, e como traçador foi utilizado Rodamina WT. O reator, mantido a temperatura de 30°C, foi alimentado com soluções de bicarbonato de sódio e ácido nítrico para simular a produção de gás. Em alguns experimentos, alimentou-se o reator apenas com água destilada.

Os resultados dos experimentos, segundo o autor, permitiram concluir que modelos teóricos de N-reatores de mistura completa em série, pequena e grande dispersão apresentaram bom ajuste aos dados experimentais, demonstrando que o RAHLF pode ser simulado por aproximadamente 30 reatores de mistura completa em série. Portanto, os estudos hidrodinâmicos permitiram considerar o RAHLF como um reator pistonado ou tubular para a fins de simulação e de projeto.

O RAHLF contendo lodo anaeróbio imobilizado em matrizes cúbicas de espuma de poliuretano foi inicialmente testado por Foresti et al. (1995) para tratamento de água residuária de indústria de papel reciclado. As matrizes cúbicas de espuma (3 a 5mm de lado) foram imobilizadas com lodo anaeróbio, proveniente de reator UASB utilizado no tratamento de efluente de indústria de papel reciclado, resultando em porosidade de leito de 40%.

Nesse trabalho, o reator foi operado à temperatura ambiente (média 23°C) durante 26 dias para um tempo de detenção hidráulico (TDH) constante de 23 horas baseado no volume útil reacional (1735 mL) e carga orgânica aplicada (C.O.) de 2,0

kgDQO.m⁻³ dia⁻¹. Foi observado pelos autores que, após curto espaço de tempo de operação (8 dias), a concentração de ácidos voláteis no efluente atingiu valores próximos de zero e o reator chegou a estabilidade operacional (equilíbrio dinâmico) no décimo dia de operação demonstrando condições de rápida adaptação, crescimento e retenção da biomassa. O reator apresentou eficiência máxima de remoção da demanda química de oxigênio (DQO) de 86%. Segundo os autores, não foi notado nesse experimento, arraste severo de biomassa e os valores obtidos de sólidos suspensos voláteis (SSV) foram, em média, de 250 mg.L⁻¹ e 90 mg.L⁻¹ no afluente e efluente, respectivamente.

Outro teste de desempenho foi realizado por Zaiat et al. (1997) com o RAHLF, em escala de laboratório, no tratamento de substrato sintético a base de glicose, objetivando observar variações temporais (evolução do período de partida) e analisar o comportamento de parâmetros de monitoramento ao longo do reator (L/D de 4, 8, 12 e 16).

Para este estudo o RAHLF em escala de bancada foi mantido a 30°C e preenchido com matrizes de espuma de poliuretano contendo lodo anaeróbio imobilizado obtido de reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente tratando resíduos gerados na atividade de suinocultura.

O substrato sintético à base de glicose com DQO de 2090 mg.L⁻¹ foi autoclavado (ausência ácidos voláteis) e usado para alimentação do reator com porosidade de leito (ϵ) de 40% e tempo de detenção hidráulico (TDH) constante de 8 horas, baseado no volume líquido do reator de 695 mL (volume de vazios). A velocidade superficial de líquido aplicada ao leito foi de 12,6 cm.h⁻¹.

Segundo os autores, nesse experimento, o RAHLF apresentou um curto período de partida, demonstrado pelo aumento contínuo da composição de metano no gás gerado até o sexto dia de operação e mantida constante ao longo do tempo de operação do reator (18 dias). Este fato foi confirmado, também, por meio dos valores de eficiência de remoção de DQO e da concentração de ácidos voláteis.

totais no efluente, comprovando assim que o RAHLF pode proporcionar condições para rápida adaptação, crescimento e retenção da biomassa.

No experimento, com ϵ de 40%, foi atingido o equilíbrio dinâmico a partir do décimo de operação, obtendo-se eficiência de remoção de DQO de 98% ($L/D=20$) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) no efluente de 15 mg.L^{-1} .

As amostragens realizadas ao longo do comprimento do reator (L/D de 4, 8, 12 e 16) demonstraram que o equilíbrio dinâmico havia sido realmente alcançado após o décimo dia de operação. Esta indicação foi comprovada por meio dos valores constantes de DQO filtrada e concentração de AVT ao longo do tempo para todos os pontos intermediários de amostragem. A eficiência de remoção obtida ao longo do reator foi, para $L/D=4$, de 72% (TDH=1,6h), $L/D=8$ de 90% (TDH=3,2 h), $L/D=12$ de 95% (TDH=4,8h) e para $L/D=16$ de 97% (TDH=6,4h), portanto, a máxima eficiência foi obtida praticamente em $L/D=16$.

Zaiat et al. (1996a) realizaram experimentos para verificar os efeitos da velocidade superficial do líquido (V_s) no arraste de biomassa imobilizada em matrizes de espuma de poliuretano. Nesse trabalho, foi utilizado um segmento de tubo de 10 mL com diâmetro de 1,5cm, preenchido com matrizes cúbicas de poliuretano retiradas do RAHLF (escala de bancada) tratando água residuária de indústria de papel reciclado.

No segmento de tubo, com ϵ de 40%, foram aplicadas oito vazões diferentes de água aumentadas gradualmente de modo a se obter a velocidade superficial do líquido (V_s) na faixa de $0,30 \text{ cm.s}^{-1}$ a $2,2 \text{ cm.s}^{-1}$. Segundo os autores, os resultados desses experimentos demonstraram que valores de V_s de $1,5 \text{ cm.s}^{-1}$, aproximadamente, são críticos para o arraste de biomassa imobilizada em matrizes cúbicas de poliuretano no RAHLF. Entretanto, nesta velocidade e em velocidades superiores apenas 9% de SSV foram arrastados da espuma de poliuretano.

Os parâmetros cinéticos são de extrema importância na modelagem de processos bioquímicos, permitindo a previsão de velocidades de consumo de substrato e crescimento de biomassa. Nos processos bioquímicos em geral e

especificamente em sistemas contendo bactérias anaeróbias para tratamento de águas residuárias, a velocidade específica de consumo de substrato (r_s) pode ser expressa como função da concentração de substrato de acordo com modelo tipo Monod (Speece, 1983):

$$r_s = r_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (2.4)$$

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

Vários estudos visando a determinação dos parâmetros cinéticos (r_{\max} , K_s), em sistemas contendo bactérias anaeróbias imobilizadas, são apresentados na literatura. Estes trabalhos, entretanto, não levam em consideração os efeitos de resistência à transferência de massa e os parâmetros apresentados são, na maioria das vezes, aparentes.

Zaiat et al. (1996b, 1996c) propuseram metodologia para estimar os parâmetros cinéticos intrínsecos (r_{\max} , K_s), isto é, parâmetros obtidos sob condições experimentais de resistências à transferência de massa (extra e intraparticular) desprezíveis e o coeficiente de transferência de massa (k_s) em um leito de espuma de poliuretano contendo lodo anaeróbio imobilizado.

O aparato utilizado por Zaiat et al. (1996b, 1996c) para os experimentos sobre transferência de massa e cinética de utilização de substrato era constituído de um reator diferencial com 10ml de volume e 1,5cm de comprimento, preenchido com lodo anaeróbio imobilizado em espuma de poliuretano provenientes do RAHLF utilizado no tratamento de água residuária da indústria de papel reciclado.

O substrato sintético, preparado à base de glicose, com DQO de 228 mg.L⁻¹, foi bombeado de um vaso agitado para o reator. Antes de entrar no reator, a solução de alimentação foi aquecida para 30°C, retornando para o reservatório mantido a

5°C. As seis vazões aplicadas permitiram variar a velocidade superficial do líquido (V_s) entre 0,007 e 0,075 cm.s^{-1} .

Os parâmetros cinéticos intrínsecos, r_{\max} e K_s estimados por Zaiat et al. (1996b) para o substrato à base de glicose e lodo anaeróbio imobilizado em matrizes de espuma de poliuretano a 30°C, foram 0,330 $\text{mgDQO.mgSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$ e 72 mgDQO.L^{-1} , respectivamente.

Segundo Zaiat et al. (1996c), os valores de k_s obtidos de $2,15 \times 10^{-3}$ a $4,59 \times 10^{-3}$ cm.h^{-1} , na faixa de V_s aplicada, aumentaram com o incremento de V_s , uma vez que o aumento de V_s causa a diminuição da espessura da camada de líquido estagnada em torno da biopartícula. Portanto, o aumento da V_s conduziu ao aumento da velocidade de transferência de massa externa (fase líquida).

Os resultados obtidos pelos autores demonstram que a resistência externa de transferência de massa pode ser diminuída aumentando-se V_s e, portanto, a operação do RAHLF com baixa resistência à transferência de massa é possível, dependendo do estabelecimento de parâmetros experimentais, respeitando-se um valor de V_s limitante ($1,5 \text{ cm.s}^{-1}$), acima do qual parte da biomassa é arrastada das matrizes cúbicas de poliuretano.

Vieira et al. (1996) propuseram outro método para estimar parâmetros cinéticos intrínsecos. Os autores utilizaram o mesmo substrato à base de glicose e matrizes cúbicas de poliuretano com lodo anaeróbio imobilizado, provenientes do RAHLF utilizado no tratamento de água residuária da indústria de papel reciclado, obtendo os valores para r_{\max} e K_s de 0,168 $\text{mgDQO.mgSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$ e 408 mgDQO.L^{-1} , respectivamente. Os experimentos foram realizados em mesa rotativa a 250 rpm, garantido a minimização da resistência externa e com relação DQO/SSV suficiente para garantir a minimização da resistência interna (intraparticular). Entretanto, os autores observaram desprendimento de completo de biomassa, na forma de microgrânulos, das matrizes de espuma de poliuretano durante os experimentos. Tal fato pode explicar as diferenças observadas entre os valores obtidos dos parâmetros cinéticos com os estimados por Zaiat (1996b).

A difusividade efetiva de substrato em uma partícula sólida (D_e) é parâmetro importante para o transporte de massa dentro do biocatalisador. Constatando que há carência de dados da difusividade efetiva de diversos substratos em sistemas contendo biomassa imobilizada, Vela et al. (1996) realizaram estudos sobre transferência de massa intraparticular em biopartículas contendo bactérias anaeróbias imobilizadas. Esse trabalho, em mesa rotativa (250 rpm), reportou valores para difusividade efetiva do substrato (D_e) de $0,66 \times 10^{-5} \text{ cm.s}^{-2}$ para glicose (5 g.L^{-1}), $1,67 \times 10^{-5} \text{ cm.s}^{-2}$ para sacarose (17 g.L^{-1}) e $1,46 \times 10^{-5} \text{ cm.s}^{-2}$ para acetato ($0,8 \text{ g.L}^{-1}$) em biopartículas de alginato de sódio (suporte de imobilização) contendo lodo anaeróbio.

Segundo os autores, os valores de difusividade efetiva para substratos primários e intermediários para reatores contendo biomassa imobilizada para tratamento de efluentes líquidos podem ser comparados aos valores das difusividades destes substratos em solução aquosa (diluição infinita) devido ao fato de se apresentarem em concentrações muito baixas na maioria das águas residuárias.

2.4.1 – Resultados da operação do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) em Escala Piloto no Tratamento de Esgoto Sanitário (Projeto PROSAB – Tema 2)

O reator aplicado ao tratamento de esgoto sanitário foi projetado por um modelo matemático desenvolvido previamente (Zaiat et al., 1998a) baseado em parâmetros cinéticos e de transferência de massa. Tal modelo considerou que a unidade se comporta hidrodinamicamente como reator tubular ideal e que a velocidade de degradação da matéria orgânica no esgoto sanitário por bactérias anaeróbias segue modelo de primeira ordem.

As dimensões do reator projetado por meio do modelo proposto foram adequadas para dimensões de tubos de PVC disponíveis comercialmente. O leito do reator foi preenchido com partículas cúbicas de espuma de poliuretano (densidade

de 23 Kg.m⁻³) com 1 cm de lado resultando em porosidade de leito de 40%, conforme definido pelo projeto. As características do reator são apresentadas na Tabela 2.3. O reator com capacidade total de 237,5 litros foi construído em cinco módulos de 2,88 metros dispostos em série, conforme Figura 2.5.

Tabela 2.3: Características do RAHLF projetado com base em parâmetros racionais e adequadas às disponibilidades comerciais.

Dimensões	Projeto	Adequada
Diâmetro do reator, D (cm)	14,0	14,5
Comprimento do reator, L (m)	13,7	14,4
Diâmetro do tubo para separação do gás, D _{TS} (cm)	2,1	2,0
Volume total da unidade, V _T (L)	210,0	237,5
Volume útil da unidade, V _u (L)	190,0	217,2
Tempo de detenção hidráulico, TDH (h)	3,8	4,3
Velocidade superficial de líquido, V _s (cm.s ⁻¹)	0,1	0,09

Fonte: Zaiat et al.(1998b)

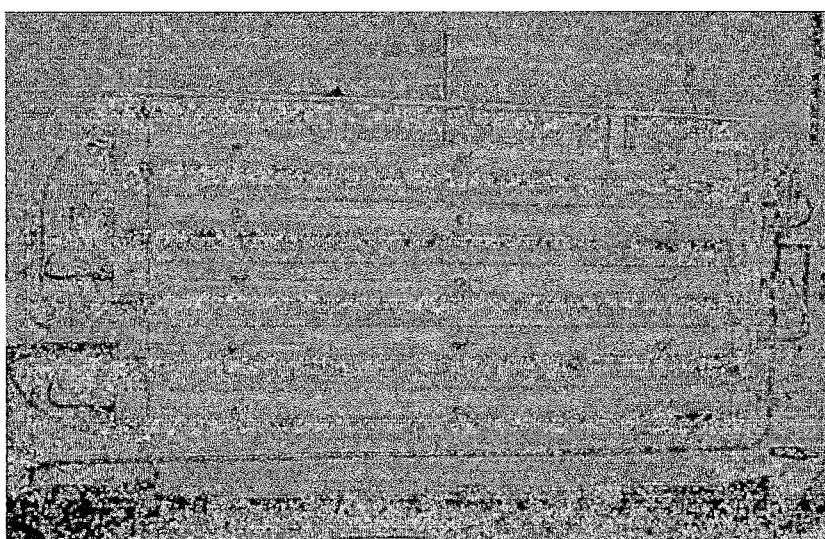


Figura 2.5: Reator Anaeróbico Horizontal de Leito Fixo em escala piloto construído baseado em parâmetros racionais para tratamento de esgoto sanitário.

Fonte: Zaiat et al.(1998b)

O esgoto sanitário pré-gradeado e peneirado em malha de 1mm foi bombeado ao reator a uma vazão constante de, aproximadamente, 20 L.h⁻¹. O reator foi preenchido com partículas de espuma de poliuretano sem inoculação prévia.

A partida do reator foi acompanhada pelas variações afluente e efluente da demanda química de oxigênio (DQO) bruta e filtrada, concentração de ácidos voláteis totais (AVT) como ácido acético (HAc), alcalinidade, sólidos em suspensão totais (SST) e voláteis (SSV) de acordo com APHA (1989) além da composição de metano gerado no biogás por meio de cromatografia em fase gasosa.

Os resultados apresentados pelos autores nesse trabalho referem-se a 15 semanas de operação do RAHLF tratando esgoto sanitário. No período, a concentração de substrato expressa em termos de DQO do esgoto sanitário apresentou valor médio de 350±56 mgDQO.L⁻¹ e a concentração de ácidos voláteis totais (AVT) ficaram na faixa de 44±12 mgHAc.L⁻¹ com pH de 7,3. A temperatura do esgoto apresentou valor de 25±1 °C durante o período de operação.

A concentração de metano no gás gerado aumentou continuamente até, aproximadamente, a oitava semana de operação. Após este período, os valores de tal parâmetro permaneceram estáveis, sendo um indicativo da partida do reator e estabilidade operacional. A Figura 2.6 apresenta a variação da concentração de metano ao longo do tempo de operação

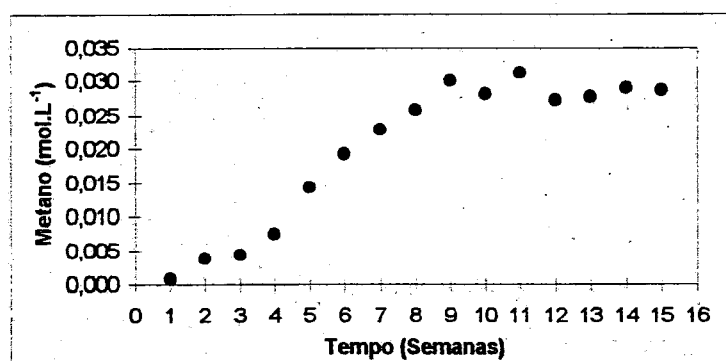


Figura 2.6: Evolução da concentração de metano no biogás gerado no RAHLF.

Fonte: Zaiat et al.(1998b)

A Figura 2.7 apresenta a variação dos valores de DQO no afluente e efluente do reator e a Figura 2.8 apresenta os valores de eficiência de remoção de DQO.

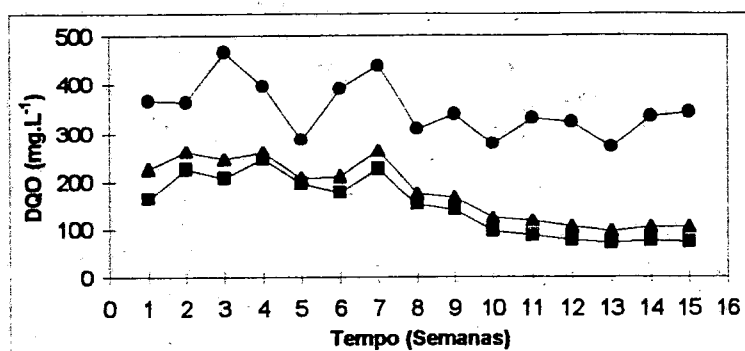


Figura 2.7: Variação da concentração em termos de DQO afluente (●), efluente bruto (▲) e efluente filtrado (■) no RAHLF.

Fonte: Zaiat et al.(1998b)

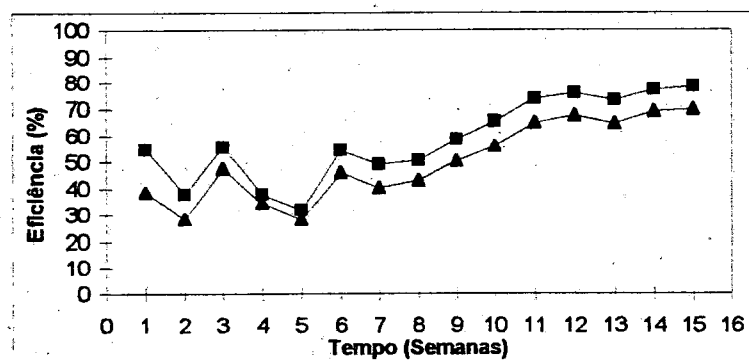


Figura 2.8: Variação da eficiência de remoção de DQO bruta (▲) e filtrada (■) no RAHLF.

Fonte: Zaiat et al.(1998b)

A remoção inicial de DQO observada deveu-se, principalmente, à remoção de sólidos em suspensão voláteis. Com o decorrer do tempo, houve colonização da espuma de poliuretano por bactérias anaeróbias presentes no próprio esgoto e a remoção passou a ser, também, biológica. Os valores de concentração de substrato no efluente em termos de DQO foram bastante instáveis até a oitava semana de operação. A partir dessa semana, houve uma queda nos valores deste parâmetro que se estabilizou a partir da 12^a semana num valor médio de 102 mgDQO.L⁻¹ para

amostras brutas e 76 mgDQO.L^{-1} para amostras filtradas. A eficiência de remoção de DQO permaneceu acima de 70% após o período de partida.

O período de partida de oito semanas foi confirmado pelos valores de ácidos voláteis no afluente e efluente conforme apresentado na Figura 2.9. Os valores de concentração de AVT no efluente foram superiores aos valores no afluente até a oitava semana de operação. Após esta semana, a concentração de AVT no efluente apresentou tendência de queda, estabilizando em $20 \pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$ como ácido acético a partir da décima semana de operação.

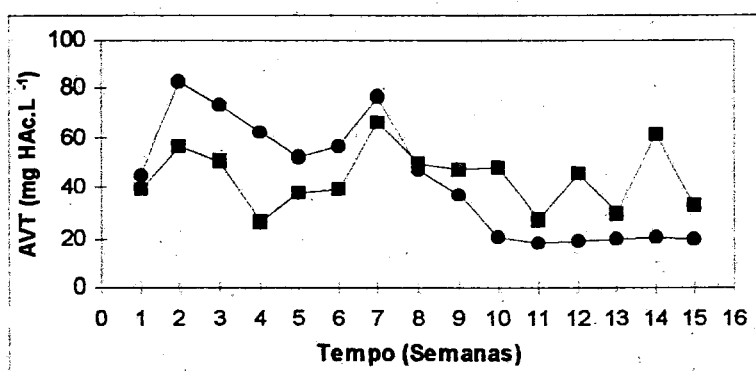


Figura 2.9: Variação da concentração de ácidos voláteis totais no afluente (■), efluente (●) no RAHLF.

Fonte: Zaiat et al.(1998b)

A variação da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) no afluente e efluente é apresentada na Figura 2.10. A concentração de SSV no efluente ficou abaixo de 20 mg.L^{-1} após o período de partida.

A estabilidade do processo pôde ser confirmada pelos valores de alcalinidade à bicarbonato observadas no afluente e efluente do reator. Os valores no afluente apresentaram a média de $116 \pm 12 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ e os valores no efluente resultaram em um valor médio de $143 \pm 27 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$. Após a oitava semana de operação, a alcalinidade à bicarbonato no efluente apresentou uma variação menor, ficando na faixa de $157 \pm 15 \text{ mg CaCO}_3.\text{L}^{-1}$. A geração de alcalinidade no processo anaeróbio é indicativo de equilíbrio entre as bactérias produtoras de acetato e metanogênicas. O valor do pH no efluente permaneceu em torno de 7,0.

Os resultados obtidos no trabalho, segundo os autores, indicam que o Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) é adequado para o tratamento de esgoto sanitário pré-gradeado e peneirado. O período de partida apresentado foi extremamente curto quando comparado com outros sistemas anaeróbios tratando o mesmo tipo de água residuária. Estes resultados promissores sugerem a continuidade do estudo.

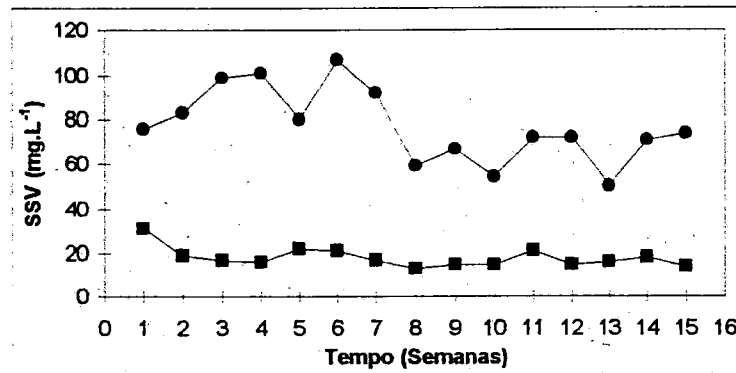


Figura 2.10: Variação da concentração de SSV no afluente (●), efluente (■) no RAHLF.

Fonte: Zaiat et al.(1998b)

3. METODOLOGIA

3.1 - Descrição do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF)

O Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) em escala de bancada foi confeccionado em vidro boro-silicato com 99,8 cm de comprimento e 5,04 cm de diâmetro (interno) perfazendo uma relação comprimento por diâmetro (L/D) de aproximadamente 20. O reator possui volume total de 1991 ml, sendo 1735 ml de volume útil reacional e 265 ml (13% do total) destinados à separação do gás. Ao longo do comprimento e na parte superior do mesmo, foi instalado um tubo perfurado de diâmetro 0,94 cm (interno) para a coleta do gás gerado durante o processo. Amostradores intermediários ao longo do comprimento do reator, espaçados de 20 cm, foram alocados em posições correspondentes a L/D de 4, 8, 12 e 16. O esquema das instalações experimentais para os ensaios com o RAHLF é apresentado na Figura 3.1.

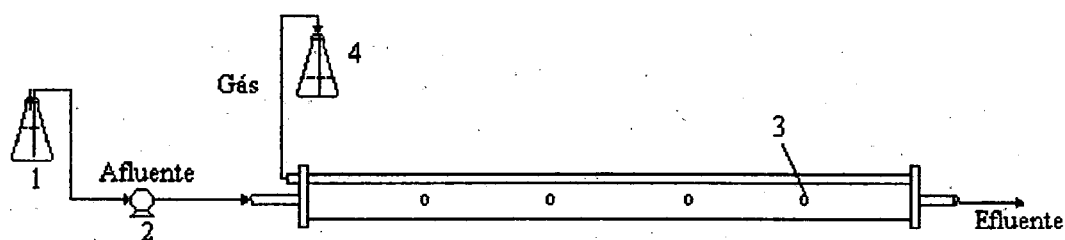


Figura 3.1: Esquema de Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) em escala de bancada. (1) Reservatório de substrato, (2) Bomba peristáltica Watson-Marlow, (3) Amostradores intermediários (L/D de 4, 8, 12 e 16), (4) Selo hidríco.

3.2 - Suporte para Imobilização de Lodo Anaeróbio

Como suporte de imobilização de lodo anaeróbio foi utilizada espuma de poliuretano com densidade de 23 Kg.m^{-3} . A espuma foi cortada de forma a se obter cubos (matrizes cúbicas) com 5 mm de lado, aproximadamente. A relação entre a dimensão característica do recheio (5mm) e o diâmetro interno do reator (50,4 mm) é de aproximadamente 1/10. Segundo McCabe et al. (1993), a relação máxima é de 1/8 para recheios comerciais (plásticos, cerâmicos e metais) visando a redução de caminhos preferenciais.

3.3 - Inóculo

O inóculo utilizado para os ensaios com o RAHLF foi lodo proveniente de Reator Anaeróbio Compartimentado (escala piloto) tratando esgoto sanitário real instalado nas proximidades do Laboratório de Processos Anaeróbios da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC-USP). Foram retirados cinco litros de lodo desse reator ao longo dos três primeiros compartimentos na proporção de 1: 2: 2.

3.4 - Preparo do Leito do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF)

O leito do RAHLF, com volume reacional de 1735 mL, foi preenchido com matrizes cúbicas de espuma de poliuretano contendo lodo imobilizado proveniente de Reator Anaeróbio Compartimentado. O lodo foi imobilizado utilizando-se metodologia desenvolvida por Zaiat et al. (1994).

Seguindo essa metodologia, foram cortados 2000 mL de cubos de espuma de poliuretano de 3 a 5 mm de lado e colocados em um recipiente juntamente com cinco litros de lodo (macerado), ficando todas as matrizes cúbicas em contato com a suspensão de lodo.

Decorrido o período de 24 horas de contato, foi medido em proveta, aproximadamente, 1040 mL das matrizes cúbicas com biomassa aderida, sendo

estas transferidas para o reator, resultando em porosidade de leito (ϵ) de 0,4 ou 40% e volume líquido (volume de vazios) do reator de 695 mL.

3.5 - Análises Físico-Químicas

As análises de demanda química de oxigênio (DQO), pH, e sólidos em suspensão voláteis (SSV) foram realizadas seguindo os métodos descritos pela APHA (1989). As determinações de ácidos voláteis (AVT) como ácido acético (Hac) seguiram a metodologia descrita por Dillalo & Albertson (1961) e a metodologia descrita por Ripley et al. (1986) foi utilizada para análise de alcalinidade como CaCO_3 .

3.6 - Composição dos Gases por Cromatografia

A composição dos gases gerados pela degradação anaeróbia foi analisada por cromatografia gasosa, utilizando-se cromatógrafo Gow-Mac com detector de condutividade térmica (TC) e coluna "Poropak Q (2m x 1/4" - 80 a 100 mesh). O gás de arraste foi o hidrogênio na vazão de 1 mL.s^{-1} .

3.7 - Análise Microbiológica

A análise microbiológica do lodo anaeróbio foi realizada por microscopia ótica utilizando microscópio Olympus modelo BH2 existente no Laboratório de Processos Anaeróbios da Escola de Engenharia de São Carlos e por microscopia eletrônica de varredura (MEV) utilizando um microscópio de varredura digital Zeiss DSM-960 disponível no Instituto de Física da USP de São Carlos.

Amostras para MEV foram submetidas à técnica desenvolvida por Nation (1983) e adaptada para biofilmes bacterianos por Araújo (1994). Inicialmente, as amostras foram fixadas, permanecendo em solução tampão fosfato com concentração 0,1M (pH=7,3) contendo 2,5% de glutaraldeído durante 12 horas a

4°C. Posteriormente, as amostras fixadas foram submetidas a três lavagens com duração 10 minutos cada, utilizando-se a solução tampão fosfato e expostas a soluções de etanol a 50%, 70%, 80%, 90% e 95% durante 10 minutos para cada concentração, para desidratação. Cada biopartícula foi lavada 3 vezes com etanol 100% durante 10 minutos e exposta por 30 segundos à solução de hexametildesilazane (HMDS) para pós-fixação. Finalmente, as amostras foram secas em estufa à temperatura de 60°C durante 2 horas e cobertas com ouro.

3.8 - Descrição do Substrato Sintético

O substrato sintético, com composição similar ao esgoto sanitário, utilizado nos experimentos com o Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) estão de acordo com a formulação proposta por Sousa (1996), apresentada na Tabela 3.1. A aplicabilidade desse tipo de substrato sintético baseia-se nos trabalhos de Sousa (1996) e Torres (1992), nos quais esse substrato foi utilizado em experimentos com Reator Anaeróbio de Manta de Lodo e Fluxo Ascendente. O uso desse tipo de substrato sintético está relacionado com a periculosidade de utilização de esgoto bruto (real) em laboratório.

Tabela 3.1: Composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário (Sousa, 1996).

Composto Orgânico	Percentagem da DQO (%)	Constituintes
Proteínas	50	Extrato de carne
Carboidratos	40	Sacarose (20%)
		Amido Comercial (60%)
		Celulose em pó (20%)
Lipídios	10	Óleo de soja

247,5

450 - 100
x

Na composição do substrato, além dos constituintes orgânicos apresentados na Tabela 3.1, foram adicionados também soluções de sais minerais, conforme Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Concentração (mg.L^{-1}) da solução de sais minerais usada na composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário.

Sais Minerais	Concentração (mg.L^{-1})
NaCl	250
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	7
$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	4,5
CaCO_3	120

A Tabela 3.3 mostra a concentração, em termos de demanda química de oxigênio (DQO), para cada constituinte do substrato sintético, tomando-se como base a Tabela 3.1 e considerando valor teórico médio para esgoto sanitário igual a 500 mgDQO.L^{-1} .

Tabela 3.3: Concentração (mgDQO.L^{-1}) dos constituintes formadores do substrato sintético simulando esgoto sanitário.

Constituinte	Concentração (mgDQO.L^{-1})
Extrato de carne	250
Sacarose	40
Amido Comercial	120
Celulose	40
Óleo de soja	50

As concentrações em massa de cada constituinte foram calculadas estequiometricamente a partir dos valores encontrados de concentração de substrato expressa em DQO, para soluções preparadas com concentrações conhecidas, de

$500 \text{ mgDQO.L}^{-1} = 1,17$
50.000

acordo com APHA (1989). Os valores obtidos estão apresentados na Tabela 3.4 e Tabela 3.5.

Tabela 3.4: Valores de concentração expressa em DQO, obtidos para soluções de concentração conhecida, para cada constituinte do substrato sintético.

Constituinte	Concentração solução "padrão" (mg.L ⁻¹)	DQO solução "padrão" (mgDQO.L ⁻¹)
Extrato de carne *	100	59
Sacarose	1000	1112 1297
Amido Comercial	1000	1075 1271
Celulose	1000	971 1261
Óleo de soja + 30 gotas de detergente **	920	902

* solução estoque com 100g.L⁻¹

** detergente adicionado para emulsionar o óleo na solução

Tabela 3.5: Concentração (mg.L⁻¹) dos constituintes formadores do substrato por litro de esgoto sintético.

Constituinte	Concentração (mg.L ⁻¹)
Extrato de carne	425
Sacarose	36
Amido Comercial	111,6
Celulose	41,2
Óleo de soja + 30 gotas de detergente	51

Nos ensaios experimentais foram utilizados dois frascos de 15 litros, com 10 litros de substrato, preparados adotando-se o seguinte procedimento:

1) Inicialmente foram congeladas alíquotas de 42,5 mL da solução estoque de extrato de carne (100g.L^{-1}) para evitar sua degradação. Estas alíquotas, quando diluídas em 10 litros, apresentam concentração de 250 mgDQO.L^{-1} .

2) De acordo com as concentrações mostradas na Tabela 3.2, foi preparada a solução estoque de sais minerais que está apresentada na Tabela 3.6. Para o preparo de 10 litros de substrato são utilizados 50mL dessa solução.

Tabela 3.6: Concentração (g.L^{-1}) da solução estoque de sais minerais usada na composição do substrato sintético simulando esgoto sanitário.

Sais Minerais	Concentração (g.L^{-1})
NaCl	50
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	1,4
$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	0,9

3) Para o preparo de 10 litros de substrato foram colocados em becker (2000 mL), 500 mL de água, a alíquota de 42,5 mL de extrato de carne, 0,55 mL de óleo de soja com detergente (30 gotas) para promover a emulsão do óleo na água, 50 mL da solução estoque de sais minerais, 410 mg de celulose, 1120 mg de amido, 360 mg de sacarose e 2000 mg de bicarbonato de sódio. O amido foi dissolvido em 30 mL de água, por fervura, durante 5 minutos ou até a solução tornar-se incolor.

4) Após preparado, o substrato foi autoclavado (120°C) por 20 minutos para evitar sua decomposição, sendo verificado que a concentração de substrato expressa em termos de DQO, antes e após autoclavagem, permaneceu constante.

Um resumo deste procedimento está apresentado na Tabela 3.7.

0,5 2240 mg / 2 = 10,0

Tabela 3.7: Procedimento utilizado para o preparo do substrato sintético simulando esgoto sanitário com concentração de 500mgDQO.L^{-1} .

Constituinte	Preparo de 10 litros	Observações
Extrato de Carne	42,5 mL	aliquota congelada para evitar degradação/ solução original de 100g.L^{-1}
Sacarose	360 mg	pesado previamente
Amido Comercial	1120 mg	dissolvido por fervura durante 5 minutos em 30 mL de água
Celulose	410 mg	pesado previamente
Óleo de soja	0,55 mL	adicionar 30 gotas de detergente para emulsionar o óleo na solução
Sais Minerais	50 mL	solução estoque (Tabela 3.6)
Bicarbonato de Sódio	2000 mg	pesado previamente para alcalinidade de $120\text{mgCaCO}_3\text{.L}^{-1}$

3.9 - Operação do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF)

O aparato experimental, conforme Figura 3.1, para realização dos ensaios no RAHLF foi instalado no Laboratório de Processos Anaeróbios (EESC-USP). Colocou-se este reator em uma câmara de madeira equipada com controladores de temperatura (sistema de aquecimento e resfriamento), mantendo-se em seu interior a faixa de $25\pm 1^\circ\text{C}$.

O reator foi alimentado com o substrato sintético simulando esgoto sanitário (item 3.5) mantido em frasco de 15 litros, sob agitação constante, utilizando-se bomba peristáltica (Watson-Marlow). Os tempos de detenção hidráulico (TDH) iguais a 10; 5; 3,3; 2,5 e 2 horas, aplicados ao RAHLF, foram fixados com o objetivo de se obter TDH de 2 horas em pontos intermediários ao longo do reator para as diferentes velocidades superficiais de líquido aplicadas. Assim, para o TDH de 10 horas obteve-se TDH de 2 horas no primeiro ponto de amostragem ($L/D=4$) e a aplicação de TDH de 5 horas, permitiu a obtenção do TDH de 2 horas no segundo

ponto de amostragem ($L/D=8$). O tempo de detenção hidráulico de 2 horas foi obtido nos pontos de amostragem 3 e 4 ($L/D=12$ e 16) quando se aplicaram valores de TDH no reator de 3,3 e 2,5 horas, respectivamente. Portanto para $L/D=20$ tem-se o TDH de 2 horas na saída do efluente do reator.

Este procedimento foi adotado para avaliar o desempenho do reator submetido a diferentes velocidades superficiais de líquido, mantendo-se o TDH constante. O objetivo principal foi a avaliação da influência da diminuição da resistência à transferência massa na fase líquida sobre a eficiência do sistema.

Os tempos de detenção hidráulicos aplicados no RAHLF e as velocidades superficiais de líquido correspondentes foram calculadas seguindo o seguinte equacionamento considerando a porosidade do leito do reator de 0,4:

- Cálculo do tempo de detenção hidráulico (TDH)

$$TDH = \frac{V_u \cdot \varepsilon}{Q} \quad (3.1)$$

Nessa expressão, V_u é o volume útil, ε é porosidade do leito e Q é a vazão de bombeamento do líquido.

- Cálculo da velocidade superficial de líquido (V_s)

$$V_s = \frac{Q}{\varepsilon \cdot A} \quad (3.2)$$

Nessa expressão, Q é vazão volumétrica de líquido obtida da expressão (3.1), ε é porosidade do leito e A é a área da secção transversal do reator.

O volume útil do reator (V_u) igual a 1735mL foi considerado como sendo o volume realmente ocupado pelas matrizes cúbicas de poliuretano, excluído o

volume destinado à separação de gás (256 mL). Portanto, a área da secção transversal (A), correspondente apresenta valor de 17,38 cm².

A Tabela 3.8 mostra os valores obtidos das vazões e velocidades superficiais de líquido correspondentes aos tempos de detenção hidráulico (TDH) aplicados no RAHLF e respectivas posições nos amostradores intermediários ao longo do reator, para o mesmo TDH de 2 horas.

Tabela 3.8: Valores das vazões de líquido e velocidades superficiais de líquido correspondentes aos TDH aplicados no RAHLF e respectivas posições nos amostradores intermediários ao longo do reator para o mesmo TDH de 2 horas.

TDH (h)	L/D (TDH=2h)	Vazão (cm ³ .h ⁻¹)	Velocidade superficial (cm.h ⁻¹)
10	4	69,4	10,0
5	8	138,8	20,0
3,3	12	210,3	30,0
2,5	16	277,6	40,0
2,0	20	347,0	50,0

3.10 - Monitoramento do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF)

O monitoramento do RAHLF, para os TDH de 10; 5; 3,3; 2,5 e 2 horas, foi feito por meio de coleta e análise de amostras do afluente, efluente e saída de gás. As análises do afluente e efluente do reator com relação à demanda química de oxigênio (DQO) bruta e filtrada, alcalinidade a bicarbonato, ácidos voláteis totais, pH e sólidos suspensos voláteis (SSV) foram realizadas com a frequência apresentada na Tabela 3.9, bem como a composição do gás, gerados no processo de degradação anaeróbia, coletado na saída do tubo separador de gás.

A temperatura da câmara foi monitorada com termômetro digital acoplado aos controladores de temperatura e as vazões aplicadas ao reator por medida do deslocamento de líquido por tempo em uma pipeta de 10mL, interligada ao tubo de

recalque da bomba peristáltica. A freqüência de análise de temperatura e vazão também estão apresentados na Tabela 3.9.

Tabela 3.9: Parâmetros de monitoramento e freqüência das análises.

Parâmetro	Freqüência de Análise
pH	diariamente
Alcalinidade a bicarbonato	3 / semana
Ácidos Voláteis Totais	3 / semana
DQO bruta	3 / semana
DQO filtrada	3 / semana
Vazão	diariamente
Temperatura	diariamente
SSV	1 / semana
Composição do Gás	3 / semana

Ao final dos ensaios no RAHLF comparou-se as 5 operações com os tempos de detenção hidráulico de 10; 5; 3,3; 2,5 e 2 horas com base no desempenho (eficiência de remoção de demanda química de oxigênio-DQO), geração de gás metano e estabilidade do reator.

3.11 – Estudo de Transferência de Massa na Fase Líquida

Este procedimento experimental teve como objetivo avaliar a influência da resistência à transferência de massa na fase líquida ou transferência de massa externa sobre o desempenho (eficiência de remoção de DQO) do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo. O estudo de tal influência, nessa configuração de reator anaeróbio, torna-se essencial para o projeto e o estabelecimento de parâmetros específicos de operação na otimização de desempenho deste reator. Assim, o RAHLF foi submetido à velocidades superficiais de líquido crescentes (10, 20, 30, 40 e 50 cm.h^{-1}), objetivando a obtenção do mesmo tempo de detenção hidráulico

(TDH) de 2 horas em pontos intermediários ao longo do RAHLF ($L/D=4, 8, 12, 16$ e 20) conforme previsto na sua operação (item 3.9).

Como base para avaliação da influência da resistência à transferência de massa na fase líquida ou transferência de massa externa, foram feitas coletas de amostras filtradas por meio de seringa ao longo do RAHLF ($L/D=4, 8, 12, 16$ e 20) e analisadas a concentração de substrato na fase líquida expressa em termos de DQO.

As amostragens ao longo do reator (perfis), para cada operação com os tempos de detenção hidráulico de 10; 5; 3,3; 2,5 e 2,0 horas e respectivas velocidades superficiais de líquido de 10, 20, 30, 40 e 50 cm.h^{-1} , foram realizadas após o reator atingir estabilidade operacional (equilíbrio dinâmico aparente). Assume-se que essa condição era atingida quando a variação dos valores de concentração de substrato expressa como DQO e concentração de ácidos voláteis totais como ácido acético no efluente do RAHLF ao longo do tempo era pequena ($\sim 8\%$). Adicionalmente, foi feita a coleta de amostras (seringa) e análise da concentração de ácidos voláteis totais, como ácido acético, nos pontos intermediários do reator, correspondentes ao TDH de 2 horas nas várias vazões ensaiadas após estabilidade operacional.

Por meio dos perfis, realizados em cada operação do reator, foram obtidos os valores de concentração de substrato na fase líquida (S_b) nos pontos intermediários para o mesmo TDH de 2 horas. Para estes valores de S_b com o mesmo TDH, determinou-se as eficiências de remoção de DQO a partir da concentração de substrato afluente (S_{b0}) e ajustou-se uma expressão de S_b em função das velocidades superficiais de líquido (V_s) aplicadas ao reator utilizando o aplicativo Origin 3.5.

No processo de transferência de massa na fase líquida em sistemas heterogêneos, materiais movem-se de uma fase para outra (sólido-líquida). Particularmente em reatores com células imobilizadas, o substrato deve ser transportado do líquido para a superfície da biopartícula. Este fenômeno é quantificado pelo coeficiente de transferência de massa na fase líquida (k_s). Assim, foram determinados os parâmetros k_s para as várias V_s aplicadas, por meio de equacionamento envolvendo os processos de transferência de massa convectivo e



difusivo, tomando como ponto de partida as eficiências de remoção de DQO obtidas. A partir dos valores dos coeficientes de transferência de massa na fase líquida (k_s) e utilizando a planilha Excel 5.0 ajustou-se uma expressão para k_s para a faixa de velocidades superficiais de líquido aplicadas ao reator (10 a 50 cm.h^{-1}). Todo o equacionamento envolvido para a estimativa do coeficiente de transferência de massa na fase líquida (k_s), como também a avaliação da utilização da expressão obtida para k_s em função das velocidades superficiais de líquido aplicadas no RAHLF estão apresentados nos resultados (itens 4.3.1 e 4.3.2).

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 - Avaliação do Desempenho do RAHLF Tratando Esgoto Sanitário Sintético

Os resultados das análises físico-químicas e de cromatografia em fase gasosa referentes ao monitoramento do RAHLF para os respectivos tempos de detenção hidráulico (TDH) de 10; 5; 3,3; 2,5 e 2,0 horas estão listados nas Tabelas I, II, III, IV e V em anexo, correspondendo respectivamente a 50, 47, 25, 17 e 16 dias de operação do reator aplicado ao tratamento de substrato sintético.

4.1.1 - Comportamento do Esgoto Sanitário Sintético

O esgoto sanitário sintético apresentou, durante a operação do RAHLF, valores médios de concentração de substrato expressa em termos de DQO e pH conforme apresentado na Tabela 4.1. Estes valores de concentração de substrato obtidos confirmam o uso adequado da metodologia (item 3.8) de preparação do substrato sintético simulando esgoto sanitário. Conforme proposto nesta metodologia, o valor desejável de concentração no preparo do substrato era de 500 mgDQO.L⁻¹. O pH afluente variou, ao longo das operações, na faixa de 8,1 a 8,5.

A Tabela 4.2 mostra os valores médios obtidos para o substrato afluente do reator em termos de concentração de ácidos voláteis totais expressa como

ácido acético e com relação à alcalinidade a bicarbonato, baseado no valor proposto por Sousa (1996) para concentração de $120 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$.

As cargas orgânicas aplicadas em função das vazões aplicadas no RAHLF para os TDH de 10; 5; 3,3; 2,5 e 2,0 horas considerando o volume líquido e volume útil reacional do reator são apresentadas na Tabela 4.3. Nesta Tabela 4.3 também são apresentados os valores de carga orgânica aplicada considerando o volume líquido do reator para o mesmo TDH de 2 horas em função das vazões ensaiadas.

Tabela 4.1: Valores médios de concentração do substrato afluyente expressa em termos de DQO (bruta e filtrada) em função dos TDH (horas) aplicados no reator.

TDH(h)	Bruta ($\text{mgDQO}.\text{L}^{-1}$)	Filtrada ($\text{mgDQO}.\text{L}^{-1}$)
10	544 ± 61	475 ± 42
5	496 ± 67	437 ± 44
3,3	446 ± 31	398 ± 27
2,5	464 ± 35	404 ± 18
2,0	469 ± 29	405 ± 15

Tabela 4.2: Valores médios de ácidos voláteis totais e alcalinidade a bicarbonato em função dos TDH (horas) aplicados no reator.

TDH(h)	AVT ($\text{mgHac}.\text{L}^{-1}$)	Alcalinidade ($\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$)
10	66 ± 16	115 ± 25
5	47 ± 8	108 ± 13
3,3	43 ± 11	131 ± 17
2,5	43 ± 5	128 ± 10
2,0	39 ± 3	132 ± 10

Tabela 4.3: Valores das cargas orgânicas aplicadas (C.O.) em função das vazões (Q) aplicadas no reator.

Q (cm ³ .h ⁻¹)	*C.O. (kgDQO.m ⁻³ .dia ⁻¹)	**C.O. (kgDQO.m ⁻³ .dia ⁻¹)	***C.O. (kgDQO.m ⁻³ .dia ⁻¹)
69,4	0,5	1,3	6,5
138,8	1,0	2,4	6,0
210,3	1,3	3,2	5,3
277,6	1,8	4,5	5,6
347,0	2,3	5,6	5,6

*considerando volume útil reacional (1735 mL) do reator.

**considerando volume líquido (695 mL) do reator.

***considerando volume líquido (139, 278, 417, 556 e 695 ml) do reator.

4.1.2 - Operação do RAHLF com TDH de 10 horas

A operação do reator com a vazão de 69,4 cm³.h⁻¹ e velocidade superficial de líquido (Vs) de 10 cm.h⁻¹ teve duração de 50 dias. O efluente do reator nesse ensaio apresentou valor de pH na faixa de 7,2 a 7,4 e alcalinidade a bicarbonato média de 239±9 mgCaCO₃.L⁻¹.

As Figuras 4.1, 4.2, 4.3 e 4.4 mostram, respectivamente, os valores de concentrações de substrato na fase líquida expressos como DQO (S_b) afluente e efluente (bruta e filtrada), eficiência de remoção de DQO (bruta e filtrada), concentração de ácidos voláteis totais como ácido acético e concentração de metano para a operação com TDH de 10 horas.

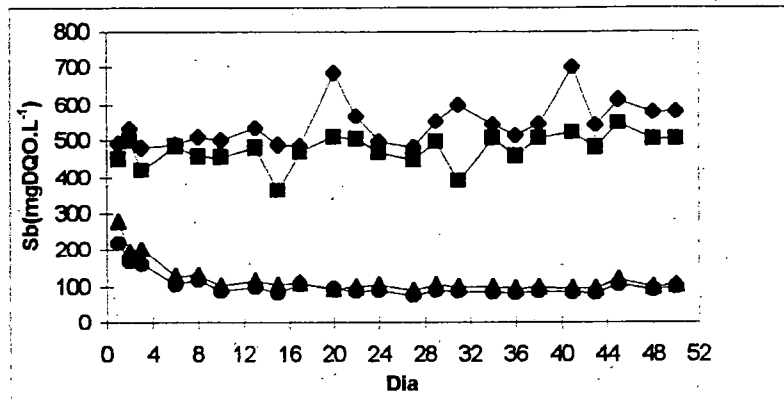


Figura 4.1: Valores de concentração de substrato afluente bruta (◆) e filtrada (■) e do efluente bruto (▲) e filtrado (●) durante operação com TDH de 10 horas.

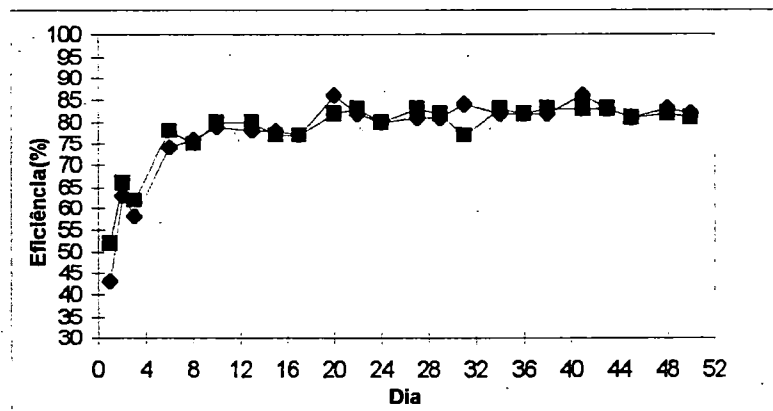


Figura 4.2: Valores de eficiência de remoção de DQO bruta (▲) e filtrada (■) durante operação com TDH de 10 horas.

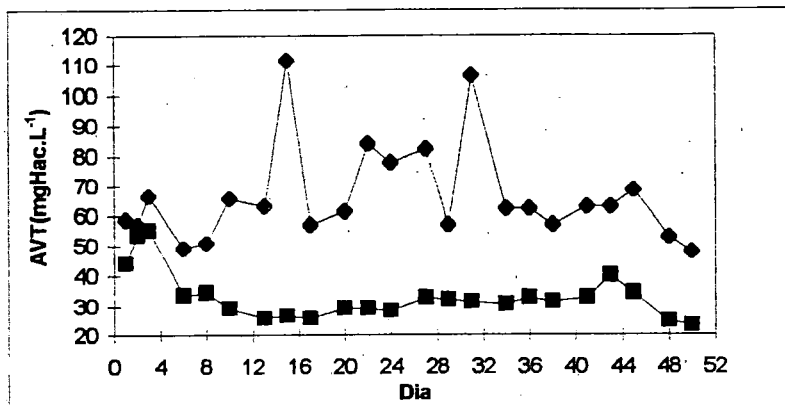


Figura 4.3: Valores de concentração de ácidos voláteis totais do afluente (◆) e efluente (■) durante operação com TDH de 10 horas.

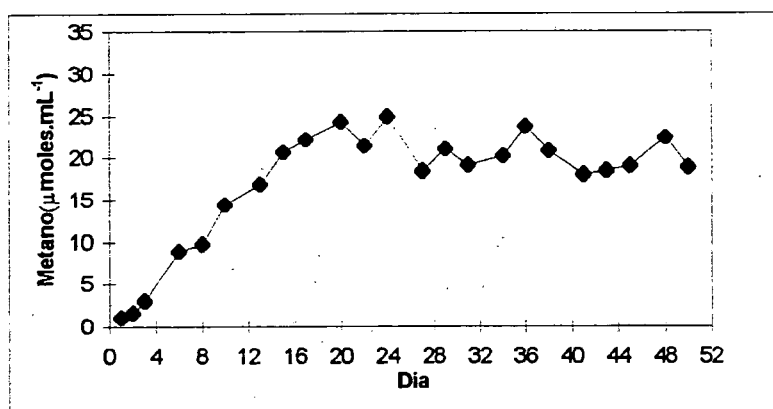


Figura 4.4: Concentração de metano ($\mu\text{moles.mL}^{-1}$) durante a operação com TDH de 10 horas.

O reator atingiu estabilidade operacional (equilíbrio dinâmico aparente) após o décimo dia de operação para TDH de 10 horas. A partir do equilíbrio, o reator apresentou concentração média de substrato efluente bruta e filtrada de 103 ± 10 e 92 ± 10 mgDQO.L⁻¹, respectivamente. A eficiência de remoção de DQO aumentou de 43% (bruta) e 52% (filtrada) no primeiro dia para atingir 79%

(bruta) e 80% (filtrada) no equilíbrio e a concentração de ácidos voláteis totais diminuiu de 44 para 29 mgHac.L⁻¹. Este comportamento do RAHLF pode ser observado nas Figuras 4.1, 4.2 e 4.3, comprovando o curto período de partida de 8 a 10 dias. Este comportamento foi também observado, quando o reator foi utilizado para tratamento de água residuária de indústria de papel reciclado (Foresti et al., 1995) e com substrato sintético à base de glicose (Zaiat et al., 1997).

Ocorreram algumas oscilações na concentração de substrato afluyente bruta e filtrada, conforme apresentado na Figura 4.1, tendo estas ocorrido provavelmente devido a contaminação no frasco (15 litros) de alimentação por eventuais entrada de ar durante a coleta de amostras para análise

A curva de concentração de metano, apresentada na Figura 4.4, indica estabilidade operacional, apenas, por volta do décimo quinto dia de operação, não confirmando a tendência dos dados até o momento apresentados. Isto pode ter ocorrido pela dificuldade da manutenção do nível de líquido do reator, ocorrendo ocasionalmente entrada de líquido no tubo separador de gás.

4.1.3 - Operação do RAHLF com TDH de 5 horas

A operação do reator com a vazão de 138,8 cm³.h⁻¹ e velocidade superficial de líquido (Vs) de 20 cm.h⁻¹ teve duração de 47 dias. O efluente do reator nesse ensaio apresentou o valor de pH na faixa de 7,0 a 7,2 e alcalinidade a bicarbonato média de 182±30 mgCaCO₃.L⁻¹.

As Figuras 4.5, 4.6, 4.7 e 4.8 mostram, respectivamente, os valores de concentrações de substrato na fase líquida expressos como DQO (S_b) afluyente e efluente (bruta e filtrada), eficiência de remoção de DQO (bruta e filtrada), concentração de ácidos voláteis totais como ácido acético e concentração de metano para operação com TDH de 5 horas.

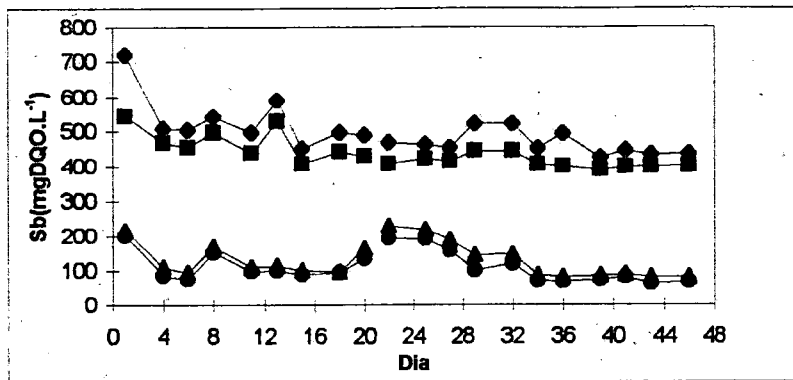


Figura 4.5: Valores de concentração de substrato afluente bruta (◆) e filtrada (■) e do efluente bruta (▲) e filtrada (●) durante operação com TDH de 5 horas.

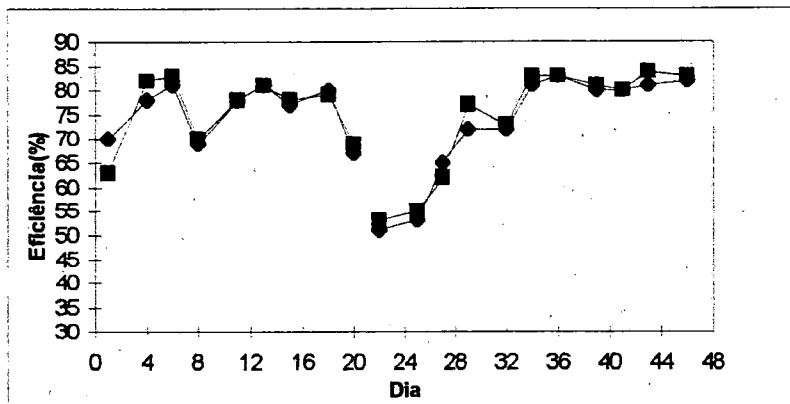


Figura 4.6: Valores de eficiência de remoção de DQO bruta (▲) e filtrada (■) durante operação com TDH de 5 horas.

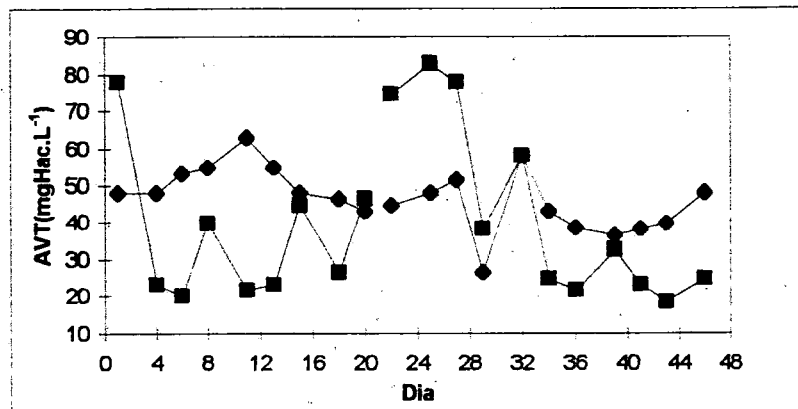


Figura 4.7: Valores de concentração de ácidos voláteis totais do afluente (◆) e efluente (■) durante operação com TDH de 5 horas

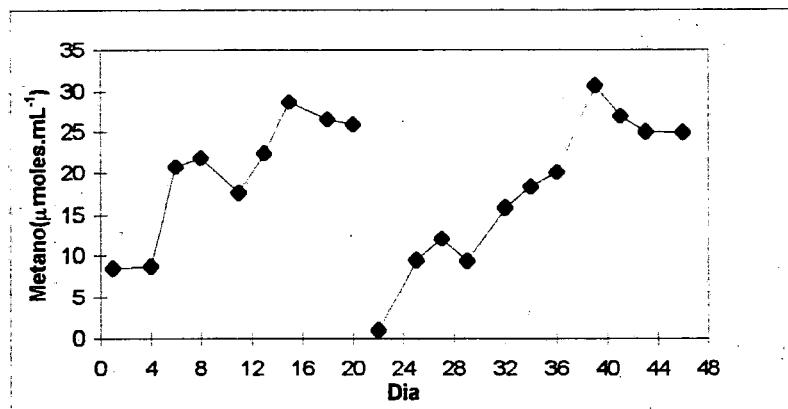


Figura 4.8: Concentração de metano ($\mu\text{moles.mL}^{-1}$) durante a operação com TDH de 5 horas.

Nos primeiros 19 dias de operação notou-se, no trecho inicial do reator, a formação de grande quantidade de polímeros extracelulares, fazendo com que ocorresse colmatação do leito de espuma, prejudicando o desempenho do reator. Este problema também foi constatado no monitoramento pela queda de eficiência na remoção de DQO com o aumento da concentração de substrato efluente em

termos de DQO e pelas variações na concentração de ácidos voláteis totais como ácido acético no efluente, como pode ser visto nas Figuras 4.5, 4.6 e 4.7. Provavelmente, a piora no desempenho do reator tenha sido decorrente da formação de caminhos preferenciais de líquido no leito de espuma do RAHLF.

Para sanar o problema, optou-se por interromper a operação do reator no vigésimo dia e substituir 1/3 do volume total de meio suporte na entrada do reator e iniciar nova partida do reator. Após 13 dias de monitoramento, o RAHLF voltou a mostrar operação estável, apresentando após estabilidade operacional concentração média de substrato efluente bruta e filtrada de 100 ± 28 e 80 ± 19 mgDQO.L⁻¹, respectivamente. A eficiência de remoção de DQO atingiu 81% (bruta) e 83% (filtrada), tendo o valor da concentração de ácidos voláteis totais no efluente diminuído de 83 mgHac.L⁻¹ no primeiro dia de operação para 25 mgHac.L⁻¹ no décimo terceiro dia.

Ainda ocorreram oscilações nas concentrações de metano, conforme mostrado na Figura 4.8, como observado quando o reator foi operado com TDH de 10 horas. Assim, como tentativa de melhoria na manutenção do nível líquido do reator, aproveitou-se a parada para troca do meio suporte para inversão da saída de gás para posição paralela à saída do efluente.

4.1.4 - Operação do RAHLF com TDH de 3,3 horas

A operação do reator com a vazão de $210,3 \text{ cm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ e velocidade superficial de líquido (V_s) de $30 \text{ cm} \cdot \text{h}^{-1}$ teve duração de 25 dias. O efluente do reator neste ensaio apresentou o valor de pH na faixa de 6,9 a 7,3 e alcalinidade a bicarbonato média de $210 \pm 7 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$.

As Figuras 4.9, 4.10, 4.11 e 4.12 mostram respectivamente os valores de concentrações de substrato na fase líquida expressos como DQO (S_b) afluente e efluente (bruta e filtrada), eficiência de remoção de DQO (bruta e filtrada),

concentração de ácidos voláteis totais como ácido acético e concentração de metano para operação com TDH de 3,3 horas.

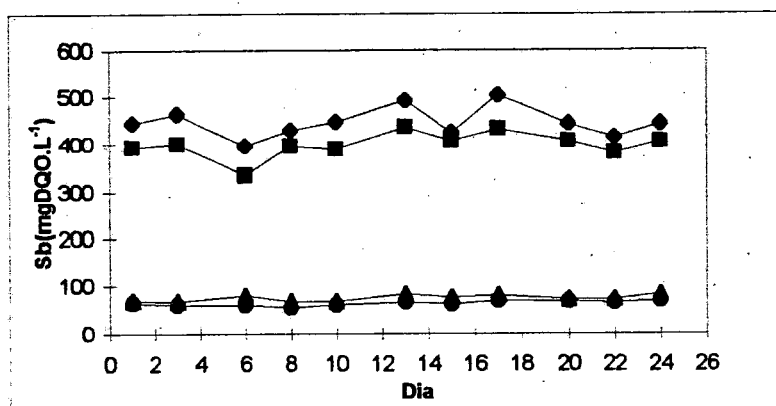


Figura 4.9: Valores de concentração de substrato afluente bruta (◆) e filtrada (■) e do efluente bruto (▲) e filtrado (●) durante operação com TDH de 3,3 horas.

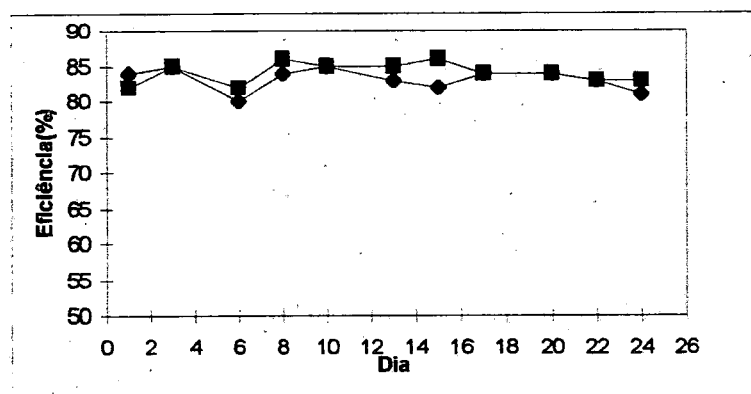


Figura 4.10: Valores de eficiência de remoção de DQO bruta (▲) e filtrada (■) durante operação com TDH de 3,3 horas.

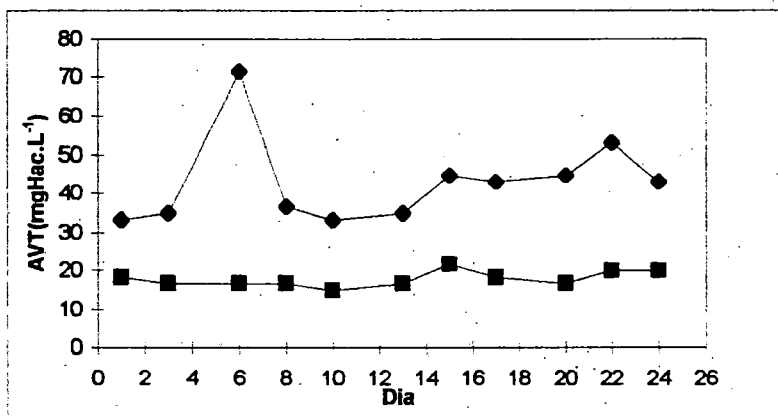


Figura 4.11: Valores de concentração de ácidos voláteis totais do afluente (◆) e efluente (■) durante operação com TDH de 3,3 horas

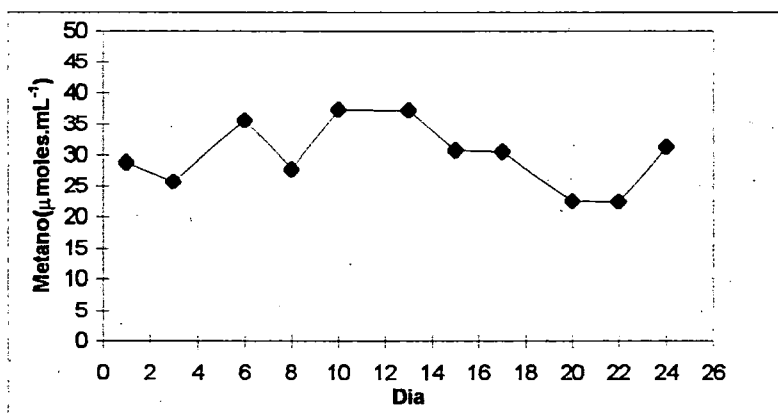


Figura 4.12: Concentração de metano ($\mu\text{moles.mL}^{-1}$) durante a operação com TDH de 3,3 horas.

Para esse TDH aplicado, o reator alcançou estabilidade operacional no terceiro dia de operação, mesmo com o aumento da carga orgânica aplicada, como pode ser observado nas Figuras 4.9, 4.10 e 4.11, apresentando concentração média de substrato efluente bruta e filtrada de 74 ± 6 e 63 ± 4 mgDQO.L⁻¹, respectivamente, após estabilidade. A eficiência de remoção de

DQO atingiu 84% (bruta) e 86% (filtrada) e o valor de 15 mgHac.L^{-1} foi observado para a concentração de ácidos voláteis totais efluente, a partir do terceiro dia de operação.

Com relação à concentração de metano, exposta na Figura 4.12, e ao nível líquido do reator, houve melhora na estabilização após a modificação feita na rede de coleta de gás quando o reator foi operado com TDH de 5 horas.

4.1.5 - Operação do RAHLF com TDH de 2,5 horas

A operação do reator com a vazão de $277,6 \text{ cm}^3.\text{h}^{-1}$ e velocidade superficial de líquido (V_s) de 40 cm.h^{-1} teve duração de 17 dias. O efluente do reator nesse ensaio apresentou o valor de pH na faixa de 6,8 a 7,0 e alcalinidade a bicarbonato média de $216 \pm 6 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$.

As Figuras 4.13, 4.14, 4.15 e 4.16 mostram, respectivamente, os valores de concentrações de substrato expressos como DQO (S_b) afluente e efluente (bruta e filtrada), eficiência de remoção de DQO (bruta e filtrada), concentração de ácidos voláteis totais como ácido acético e concentração de metano respectivamente para operação com TDH de 2,5 horas.

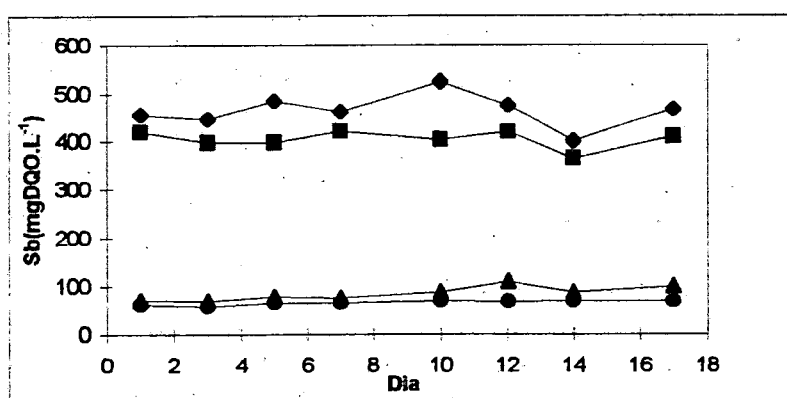


Figura 4.13: Valores de concentração de substrato afluente bruta (◆) e filtrada (■) e do efluente bruta (▲) e filtrada (●) durante operação com TDH de 2,5 horas.

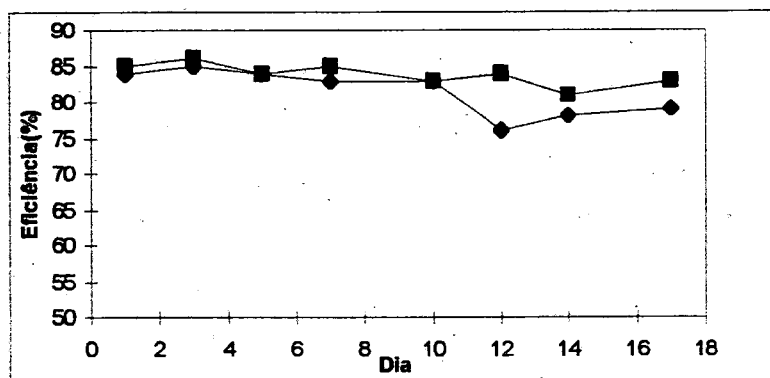


Figura 4.14: Valores de eficiência de remoção de DQO bruta (▲) e filtrada (■) durante operação com TDH de 2,5 horas.

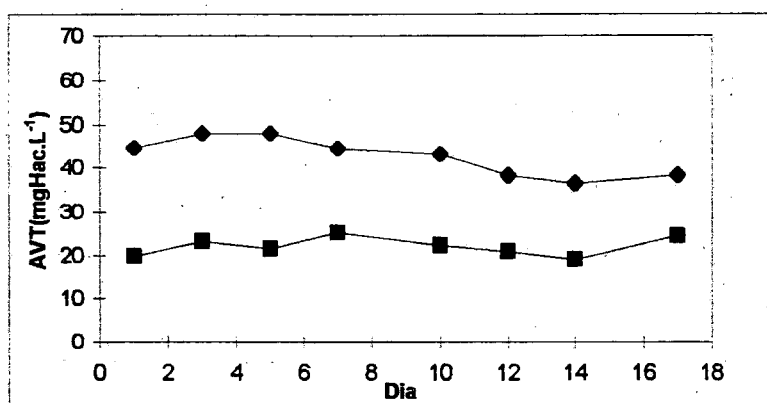


Figura 4.15: Valores de concentração de ácidos voláteis totais do afluente (◆) e efluente (■) durante operação com TDH de 2,5 horas

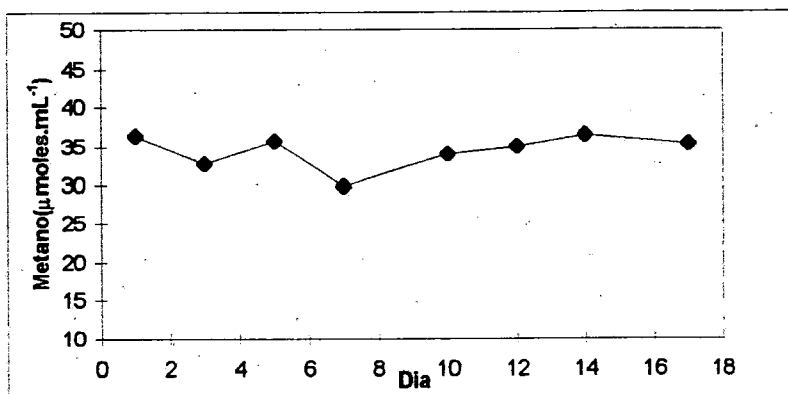


Figura 4.16: Concentração de metano ($\mu\text{moles.mL}^{-1}$) durante a operação com TDH de 2,5 horas.

Esse TDH aplicado promoveu rápida estabilidade operacional do reator com 3 dias de operação. Concentrações médias de substrato efluente de 85 ± 14 e 66 ± 5 mgDQO.L^{-1} foram observadas para amostras bruta e filtrada, respectivamente, após o terceiro dia de monitoramento. A eficiência de remoção de DQO atingiu 85% (bruta) e 86% (filtrada), com a concentração de ácidos voláteis totais no efluente chegando a 23 mgHac.L^{-1} , no terceiro dia de operação, conforme apresentado nas Figuras 4.14 e 4.15.

A concentração de metano tornou-se relativamente estável (Figura 4.16), permitindo concluir que a modificação feita na rede de gás foi satisfatória.

Constatou-se uma pequena formação de polímeros extracelulares na entrada do reator, mas não a ponto de colmatar o leito de espuma ou permitir a formação de caminhos preferenciais.

4.1.6 - Operação do RAHLF com TDH de 2 horas

A operação do reator com a vazão de $347,0 \text{ cm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ e velocidade superficial de líquido (V_s) de $50 \text{ cm} \cdot \text{h}^{-1}$ teve duração de 16 dias. O efluente do reator nesse ensaio apresentou valor de pH na faixa de 6,7 a 7,1 e alcalinidade a bicarbonato média de $214 \pm 4 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$.

As Figuras 4.17, 4.18, 4.19 e 4.20 mostram os valores de concentrações de substrato expressos como DQO (S_b) afluente e efluente (bruta e filtrada), eficiência de remoção de DQO (bruta e filtrada), concentração de ácidos voláteis totais como ácido acético e concentração de metano, respectivamente, para operação com TDH de 2,0 horas.

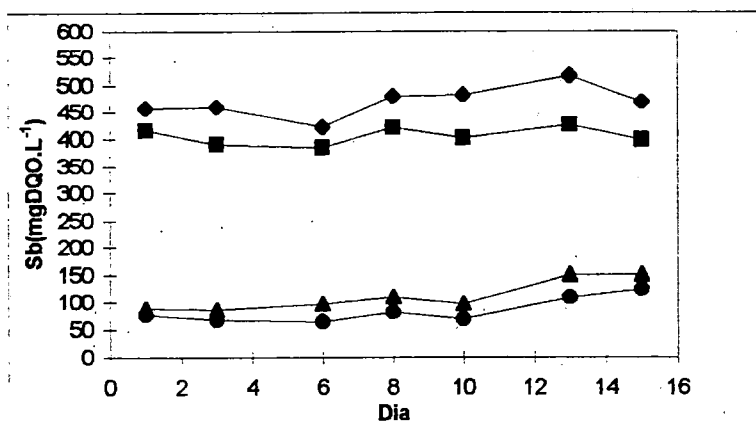


Figura 4.17: Valores de concentração de substrato afluente bruta (◆) e filtrada (■) e do efluente bruta (▲) e filtrada (●) durante operação com TDH de 2 horas.

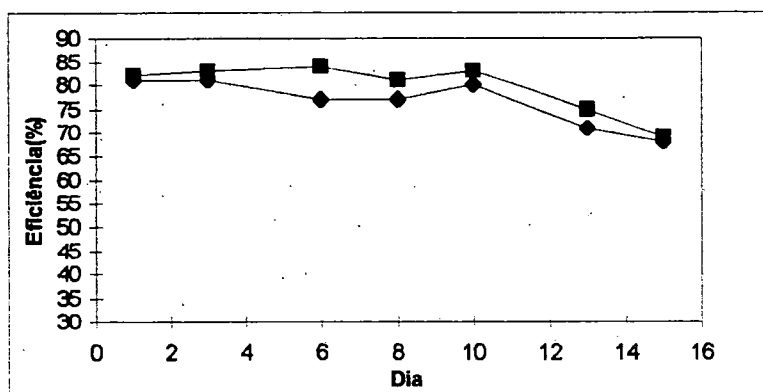


Figura 4.18: Valores de eficiência de remoção de DQO bruta (▲) e filtrada (■) durante operação com TDH de 2 horas.

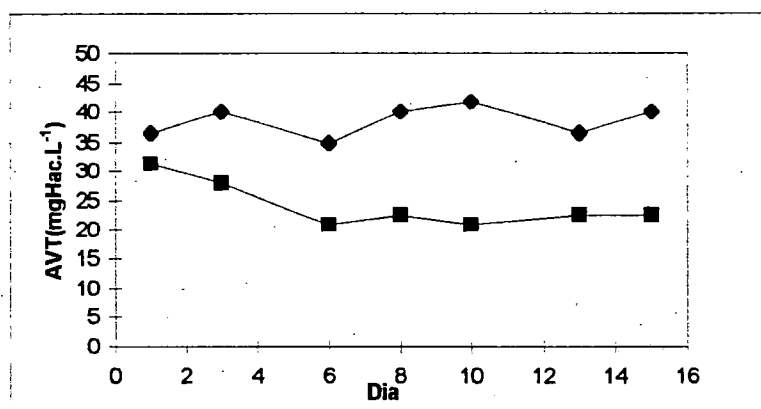


Figura 4.19: Valores de concentração de ácidos voláteis totais do afluente (◆) e efluente (■) durante operação com TDH de 2 horas

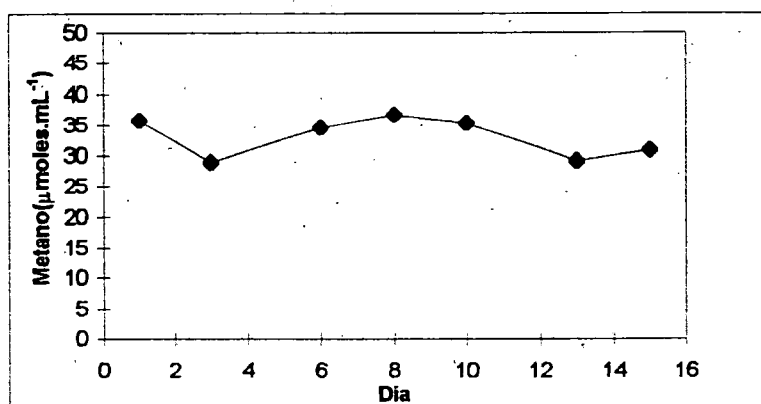


Figura 4.20: Concentração de metano ($\mu\text{moles.mL}^{-1}$) durante a operação com TDH de 2 horas.

Na operação com TDH de 2 horas, o RAHLF demonstrou também rápida estabilidade operacional a partir do sexto dia de operação. A concentração média de substrato efluente bruta e filtrada apresentou os valores de 111 ± 28 e 84 ± 23 mgDQO.L^{-1} , respectivamente, após estabilidade. A eficiência de remoção de DQO chegou a 77% (bruta) e 84% (filtrada) e foi observada diminuição da concentração de ácidos voláteis totais no efluente de 37 para 21 mgHAc.L^{-1} , no sexto dia de operação, conforme apresentado nas Figuras 4.18 e 4.19.

Notou-se uma maior formação de polímeros extracelulares na entrada do reator, mas não a ponto de colmatar o leito de espuma até a estabilização do reator no quinto dia. Entretanto, após o décimo segundo dia houve queda de eficiência com relação à remoção de DQO dando indícios de formação de caminhos preferenciais no RAHLF e provocando alterações nesse parâmetro de monitoramento.

4.1.7 - Comentários Finais

A estabilidade operacional (equilíbrio dinâmico aparente) do RAHLF alcançada no décimo dia de operação, trabalhando com TDH de 10 horas, demonstra uma rápida colonização, retenção e adaptação da biomassa anaeróbia no meio suporte de espuma de poliuretano tratando esgoto sanitário sintético. A proximidade nos valores de concentração de substrato em termos de DQO (S_b) bruta e filtrada efluente indica que a biomassa adere bem na espuma de poliuretano. O mesmo podendo-se dizer para as operações com os TDH de 5; 3,3; 2,5 e 2,0 horas.

A instabilidade do processo de digestão anaeróbia que ocorre quando há predominância da fermentação ácida sobre a fermentação metanogênica, reflete-se em variações de parâmetros como pH, alcalinidade e concentração de ácidos voláteis.

O pH afluente variou na faixa de 8,1 a 8,5, enquanto o pH efluente permaneceu na faixa de 6,7 a 7,4 nas várias vazões ensaiadas no reator. Assim, o pH afluente e efluente se mantiveram na média de 8,3 e 7,0, respectivamente. Portanto, pode-se entender que o RAHLF não foi submetido a variação significativa de pH a ponto de comprometer o desempenho do reator, sendo esse mantido dentro de faixa ótima de pH no efluente, considerado por vários autores, de 6,6 a 7,4 para as bactérias metanogênicas.

A alcalinidade a bicarbonato efluente apresentou valores médios superiores à do afluente, ao longo de todo período experimental, conforme apresentado na Tabela 4.4. A geração de alcalinidade a bicarbonato ao longo do processo anaeróbio comprova a efetiva remoção de ácidos voláteis. Os valores médios obtidos de alcalinidade a bicarbonato no efluente são valores próximos aos obtidos por Torres (1992) e Sousa (1996) utilizando o mesmo tipo de substrato sintético.

Os valores médios da concentração de ácidos voláteis totais afluente e efluente para os vários TDH aplicados no reator são apresentadas na Tabela 4.5.

Tabela 4.4: Valores médios de alcalinidade a bicarbonato afluente e efluente para os vários TDH aplicados no RAHLF.

TDH(h)	Alcal. afluente (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	Alcal. efluente.(mgCaCO ₃ .L ⁻¹)
10	115±25	239±9
5	108±13	182±30
3,3	131±17	210±7
2,5	128±10	216±6
2,0	132±10	214±4

Tabela 4.5: Valores médios de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) afluente e efluente para os vários TDH aplicados no RAHLF.

TDH(h)	AVT afluente (mgHac.L ⁻¹)	AVT efluente (mgHac.L ⁻¹)
10	66±16	30±4
5	47±8	28±13
3,3	43±11	18±2
2,5	43±5	22±2
2,0	39±3	24±4

A faixa de velocidade superficial de líquido aplicada ao leito do RAHLF (10 a 50 cm.h⁻¹) foram inferiores à Vs limitante de 5,4x10³ cm.h⁻¹ para arraste de biomassa imobilizada em matrizes cúbicas de poliuretano conforme descrito por Zaiat et al. (1996a). Os resultados obtidos das análises realizadas de sólidos suspensos voláteis afluente e efluente, ao longo do período experimental, apresentaram pequenas variações. Os valores médios obtidos de SSV foram 14±3 mgSSV.L⁻¹ para o afluente e 13±2 mgSSV.L⁻¹ para o efluente nos vários TDH.

aplicados, não demonstrando assim arraste de biomassa do reator nesta faixa de V_s aplicada.

A Tabela 4.6 apresenta os valores médios de concentração do substrato efluente expressa em termos de DQO (bruta) e eficiência de remoção de DQO (bruta) para cada TDH (horas) aplicados no RAHLF. Na Figura 4.21 é apresentada a variação da eficiência de remoção de DQO em função do TDH aplicado no reator.

Tabela 4.6: Valores médios de concentração do substrato efluente expressa em termos de DQO (bruta) e eficiência de remoção de DQO (bruta) em função dos TDH (horas) aplicados no reator.

TDH(h)	Bruta (mgDQO.L ⁻¹)	Ef% _{bruta}
10	103±10	81
5	100±28	80
3,3	74±6	84
2,5	85±14	82
2,0	111±28	77

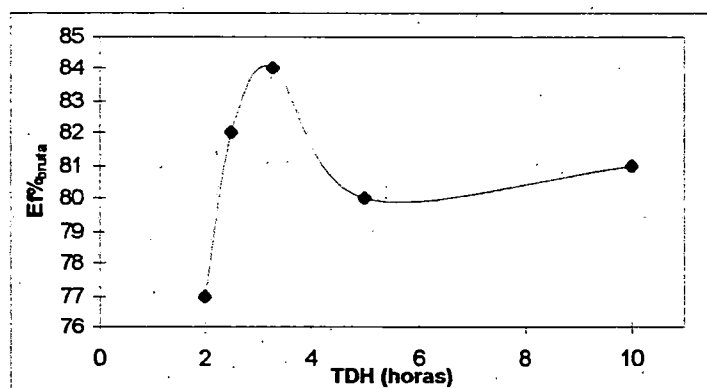


Figura 4.21: Valores médios de eficiência de remoção de DQO (bruta) em função dos TDH (horas) aplicados no reator.

Nota-se na Tabela 4.6, como também na Figura 4.21, que, a medida que diminui-se o TDH de 10 para 3,3 horas houve aumento de eficiência de remoção de DQO, provavelmente pelo aumento da velocidade global de reação com a redução da resistência à transferência de massa na fase líquida. Para valores de TDH menores que 3,3 horas pode ser observado uma diminuição da eficiência do processo. Neste caso, apesar do aumento da velocidade de reação pela redução da resistência à transferência de massa na fase líquida, os valores de TDH aplicados não são suficientes para permitir a conversão de matéria orgânica nos níveis observados quando da aplicação de TDH de 3,3 horas. Desta forma, a aplicação de tempos de detenção hidráulicos de, aproximadamente, 3,3 horas, nessa configuração de reator anaeróbio parece otimizar os mecanismos de reação e de transferência de massa, resultando no melhor desempenho observado na faixa de TDH aplicado ou de V_s (10 a 50 cm.h^{-1}).

Comparando-se os resultados obtidos nesse experimento no RAHLF (escala de bancada) no tratamento de esgoto sanitário sintético com os de Zaiat et al. (1998b) tratando esgoto sanitário real em mesma configuração de reator (escala piloto) comprova-se a boa representabilidade do esgoto sintético. As eficiências de remoção de DQO obtidas por Zaiat et al. (1998b) foram superiores a 70% chegando a atingir 80% com temperatura média de $25 \pm 1^\circ\text{C}$ durante 15 semanas. O efluente produzido chegou ao valor médio de concentração de substrato de 102 mgDQO.L^{-1} (amostras brutas) operando com TDH de 4,3 horas, sendo este valor de concentração efluente próximo ao obtido quando da operação do RAHLF em escala de bancada para TDH de 5 horas, conforme apresentado na Tabela 4.6.

Para efeito de comparação entre os resultados obtidos nesse experimento com os trabalhos de Torres (1992) e Sousa (1996), que utilizaram o mesmo substrato sintético, mas com outra configuração de reator anaeróbio (UASB), deve-se salientar que os tempos de detenção aplicados no experimento com o RAHLF de bancada, são calculados em função do volume de vazios, sendo que,

por exemplo, o TDH de 3,3 horas equivale a um TDH de 8,3 horas considerando o volume útil do reator (1735 mL).

Torres (1992) obteve a maior eficiência média de remoção de DQO de 73% (bruta) e concentração de substrato efluente média de 189 mgDQO.L^{-1} , operando com temperatura média variando de 22 a 24°C e TDH de 9 horas, utilizando lodo granular como inóculo. Comparativamente, o RAHLF apresentou valor médio de eficiência de remoção de DQO e concentração de substrato efluente superiores, quando operado com TDH baseado no volume útil de 8,3 horas, sendo este TDH próximo ao utilizado por Torres (1992).

Com relação ao trabalho apresentado por Sousa (1996), esse autor obteve as melhores eficiências de remoção de DQO chegando a 86% e valor médio de concentração de substrato efluente de 58 mgDQO.L^{-1} , quando operou o reator UASB com TDH de 4 horas mantido em temperatura controlada de $30 \pm 1^{\circ}\text{C}$. A partir destes resultados, pode se dizer, que os resultados obtidos com o reator de manta de lodo são superiores ao do RAHLF de bancada uma vez que aquele reator foi operado com TDH inferior ao TDH baseado no volume útil do RAHLF de 8,3 horas. Deve-se tal fato, de esse autor ter mantido o reator UASB operando a temperatura controlada superior a utilizada neste experimento.

4.2 – Perfis de Concentração de Substrato na Fase Líquida

Por meio dos experimentos realizados no RAHLF, foram obtidos os valores de concentração de substrato na fase líquida expressa como DQO (S_b), ao longo do reator, para cada tempo de detenção hidráulica (TDH) aplicado de 10; 5; 3,3; 2,5 e 2,0 horas correspondente às velocidades superficiais de líquido de 10, 20, 30, 40 e 50 cm.h^{-1} . Esses resultados estão apresentados na Tabela 4.7 e Figura 4.22. Por apresentar oscilações na concentração de substrato do afluente (S_{b0}) em $L/D=0$, durante todo o período experimental, utilizou-se como referência os valores médios de concentração S_{b0} obtidos para cada valor de TDH, conforme mostrado na Tabela 4.1.

Tabela 4.7: Valores de concentração de substrato na fase líquida (S_b) em mgDQO.L^{-1} ao longo do RAHLF em função do TDH (horas) aplicado.

L/D	TDH(10h)	TDH(5h)	TDH(3,3h)	TDH(2,5h)	TDH(2,0h)
*0	475	437	398	404	405
4	150	223	219	200	170
8	122	121	148	133	100
12	100	92	100	103	88
16	90	81	90	80	80
20	93	63	69	69	73

*concentração de substrato afluente (S_{b0}) em $L/D=0$.

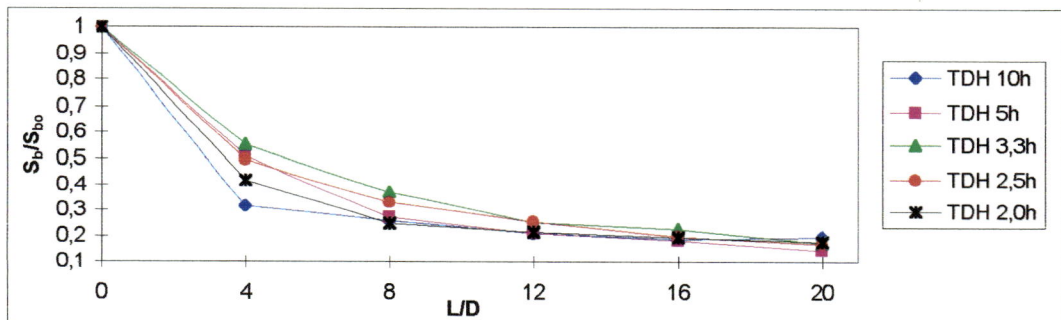


Figura 4.22: Perfis experimentais de S_b/S_{b0} ao longo do RAHLF para os vários valores de TDH aplicados.

Os valores observados da concentração de substrato na fase líquida, ao longo do reator, para os vários tempos de detenção hidráulico aplicados conforme Figura 4.22, confirma os resultados dos estudos hidrodinâmicos realizados por Cabral (1995). De acordo com estes estudos, o escoamento no RAHLF pode ser bem representado pelo modelo de reator tubular ideal ou por modelo de reatores de mistura perfeita em série na faixa de velocidades superficiais de líquido aplicadas no reator (10 a 50 cm.h^{-1}).

4.3 – Estudo de Transferência de Massa na Fase Líquida

Os tempos de detenção hidráulico (TDH) aplicados, com as respectivas velocidades superficiais de líquido (V_s) de 10, 20, 30, 40 e 50 cm.h^{-1} , foram fixados com o objetivo de obter TDH de 2 horas em pontos intermediários ao longo do RAHLF (L/D de 4, 8, 12, 16 e 20) conforme exposto no item 3.9. Desta forma, puderam ser verificadas variações no desempenho do reator submetido a diferentes condições de resistência à transferência de massa na fase líquida.

A partir dos perfis de concentração de substrato na fase líquida (S_b) apresentados na Tabela 4.7 para os vários TDH operados no reator, pôde-se obter os valores de concentração para o mesmo TDH de 2 horas. Estes valores estão apresentados na Tabela 4.8, bem como suas respectivas eficiências de remoção de DQO, baseadas na concentração de substrato afluyente (S_{b0}) expressa em termos de DQO, conforme Tabela 4.1.

Nas Figuras 4.23 e 4.24, apresenta-se o comportamento, tanto de concentração de substrato na fase líquida (S_b), como das eficiências de remoção de DQO para o mesmo TDH de 2 horas em função das V_s aplicadas ao RAHLF.

Tabela 4.8: Valores de concentração de substrato na fase líquida (S_b) e respectiva eficiência de remoção de DQO (E_f) em função das velocidades superficiais de líquido aplicadas obtidos em pontos intermediários ao longo do RAHLF (TDH de 2 horas).

Velocidade superficial(cm.h^{-1})	L/D	$S_b(\text{mgDQO.L}^{-1})$	$E_f\%^*$
10	4	150	68
20	8	121	72
30	12	100	75
40	16	80	80
50	20	73	82

$$* E_f\% = (S_{b0} - S_b) \cdot 100 / S_{b0}$$

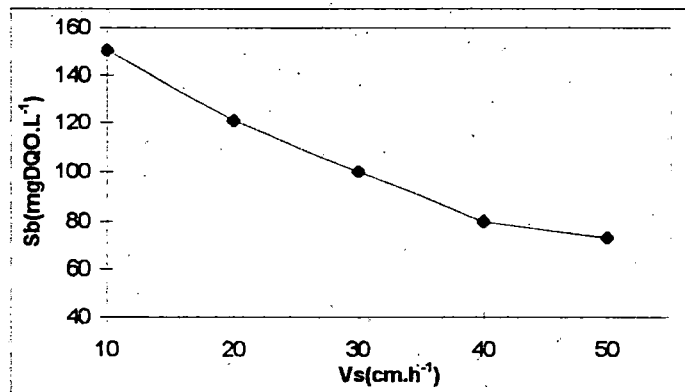


Figura 4.23: Perfil experimental de concentração de substrato na fase líquida (S_b) para o mesmo TDH de 2 horas em função das V_s aplicadas no RAHLF.

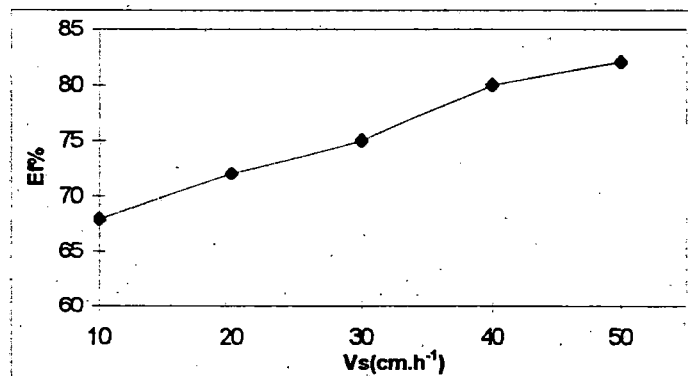


Figura 4.24: Variação da eficiência de remoção de DQO ($E_f\%$) para o mesmo TDH de 2 horas em função das V_s aplicadas no RAHLF.

Nota-se, pela Figura 4.23, a diminuição gradual no valor de concentração de substrato na fase líquida (S_b) e conseqüentemente o aumento da eficiência de remoção de DQO, conforme apresentado na Figura 4.24, para o mesmo tempo de detenção hidráulico de 2 horas e velocidades superficiais de líquido crescentes aplicadas ao leito fixo do RAHLF.

O aumento na eficiência de remoção de DQO ocorreu devido ao decréscimo da camada de líquido estagnada ao redor das biopartículas (matrizes cúbicas de poliuretano). Portanto, à medida que V_s aumenta, a resistência à transferência de massa na fase líquida decresce, resultando no provável aumento da velocidade global de conversão de matéria orgânica.

Assim, na faixa de V_s (10 a 50 cm.h^{-1}) aplicada ao reator, o decréscimo da camada de líquido estagnada ao redor das partículas, responsável pela diminuição gradativa da resistência externa à transferência de massa, foi benéfica ao processo, pois resultou no aumento da eficiência de remoção de DQO para um mesmo TDH aplicado.

Posteriormente, foi ajustada uma expressão de S_b em função de V_s na forma de decaimento exponencial, utilizando-se o aplicativo Origin 3.5. A expressão, ajustada é apresentada a seguir:

$$S_b = 41,0 + 95,4 \cdot e^{-(V_s - 14,2) / 31,2} \quad (4.1)$$

Nessa expressão, S_b está em mgDQO.L^{-1} e V_s em cm.h^{-1} .

O coeficiente de correlação obtido de 0,998 no ajuste indica boa representação dos dados experimentais, conforme apresentado na Figura 4.25. A extrapolação da expressão (4.1), para valores maiores de V_s indica a existência de valor residual de S_b que, neste caso específico, é de 41 mgDQO.L^{-1} . Este valor residual pode estar relacionado a uma fração de DQO resistente à degradação

biológica ou a limitação do processo de transferência de massa extra e intraparticular.

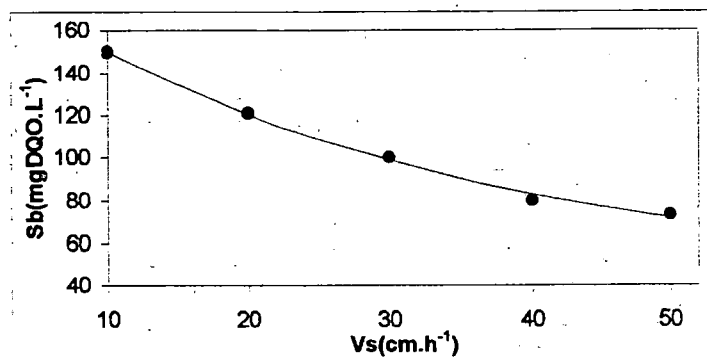


Figura 4.25: Perfil experimental de concentração de substrato na fase líquida (S_b) para o mesmo TDH de 2 horas em função das V_s aplicadas no RAHLF (●) e expressão (4.1) ajustada (—).

Não foi observada variação de concentração de ácidos voláteis totais como ácido acético nas amostras coletadas em pontos intermediários correspondentes a um TDH de 2 horas, conforme apresentado na Tabela 4.9. Desta forma, o pior desempenho observado à medida que V_s decresceu parece não ter relação com um desbalanceamento entre as etapas acidogênica e metanogênica. Em outras palavras, o aumento na velocidade superficial de líquido provocou um aumento na velocidade global de conversão de matéria orgânica, mas parece não ter afetado positivamente a conversão de ácidos voláteis totais.

Tabela 4.9: Valores de concentração de ácidos voláteis totais em função das velocidades superficiais de líquido aplicadas obtidos em pontos intermediários ao longo do RAHLF (TDH de 2 horas).

Velocidade superficial (cm.h ⁻¹)	L/D	AVT (mgHac.L ⁻¹)
10	4	33,1
20	8	29,8
30	12	21,5
40	16	24,4
50	20	23,0

4.3.1 - Estimativa do Coeficiente de Transferência de Massa na Fase Líquida

Para a determinação do coeficiente de transferência de massa na fase líquida (k_s) para cada velocidade superficial de líquido aplicada ao RAHLF, utilizou-se equacionamento envolvendo os processos de transferência de massa convectivo e difusivo baseado em parâmetros adimensionais como módulo de Thiele (ϕ), número de Biot (Bi) e fator de efetividade (η).

Este equacionamento inicia-se a partir do balanço de massa para o substrato no RAHLF, considerando o reator isotérmico e com características de escoamento semelhante ao reator tubular ideal, conforme relatado por Cabral (1995) por meio de estudos hidrodinâmicos. Adotou-se, também, o modelo cinético de primeira ordem baseado no trabalho de Vieira (1996), no qual o autor propôs este tipo de modelo para conversão de matéria orgânica, em ensaios em mesa rotativa, utilizando como substrato esgoto sanitário real e lodo granulado. Desta forma, o balanço de massa para substrato em estado estacionário resultou em:

$$E_f\% = \left[1 - \exp \left[\frac{-(L/D) \bar{X} k_l \eta D}{\varepsilon V_s} \right] \right] 100 \quad (4.2)$$

Nessa expressão, Ef% é a eficiência de remoção de DQO, L é o comprimento do reator, D é o diâmetro do reator, k_1 é a constante cinética intrínseca de primeira ordem, \bar{X} é a concentração média de biomassa baseada no volume útil do reator, η é o fator de efetividade global, ε é a porosidade do leito e V_s é velocidade superficial de líquido no leito.

Por meio da expressão (4.2), explicitou-se o fator de efetividade (η) obtendo a seguinte expressão para este parâmetro:

$$\eta = \left[\frac{-\ln(1 - (Ef\%/100)) \cdot \varepsilon \cdot V_s}{(L/D) \cdot \bar{X} \cdot D \cdot k_1} \right] \quad (4.3)$$

O fator de efetividade (η) é utilizado para representação da extensão das resistências à transferência de massa (extra e intraparticular) em sistemas heterogêneos e definido fisicamente como a razão entre a velocidade de consumo de substrato observada e a velocidade obtida se não houvesse resistência à transferência de massa, avaliada com o valor da concentração de substrato na fase líquida (Bailey & Ollis, 1986).

Para avaliação do fator de efetividade, um balanço de massa em uma biopartícula deve ser realizado, combinando-se os processos de transferência de massa (extra e intraparticular) e reacionais. Este balanço visa obter expressões que correlacionem a concentração no interior da partícula (S) e a concentração na interface (S_i) com os coeficientes de transferência de massa, com os parâmetros cinéticos intrínsecos e com as características geométricas da partícula. Apesar de se utilizar partículas cúbicas de espuma de poliuretano como suporte de imobilização da biomassa, adotou-se partículas esféricas para facilitar o equacionamento. A dimensão característica da partícula utilizada foi o raio equivalente de uma partícula esférica com mesmo volume da partícula cúbica (Zaiat et al., 1998a).

Considerando uma partícula esférica de raio R_p , o balanço de massa resulta em (Bailey & Ollis, 1986):

$$\frac{d^2S}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dS}{dr} = \frac{R_s}{De} \quad (4.4)$$

Essa equação é resolvida com as seguintes condições de contorno:

$$r = 0; \quad \frac{dS}{dr} = 0 \quad (4.4a)$$

$$r = R_p; \quad \left[-De \left(\frac{dS}{dr} \right)_{r=R_p} \right] = k_s (S_b - S_i) \quad (4.4b)$$

Nessas expressões, S é a concentração de substrato em uma determinada posição radial r , S_b é a concentração de substrato no meio líquido, S_i é a concentração de substrato na interface sólido-líquido, R_s é velocidade de reação, De é a difusividade efetiva de substrato na partícula, k_s é o coeficiente de transferência de massa na fase líquida, e R_p é o raio da biopartícula.

A condição de contorno (4.4b) indica que, na superfície da partícula, a velocidade de transferência de massa na fase líquida se iguala à velocidade de transferência de massa dentro da partícula. Se a resistência externa à transferência de massa fosse desprezível, a concentração de substrato na superfície da partícula (S_i) seria igual à concentração de substrato no meio líquido (S_b).

A equação (4.4) pode ser resolvida considerando-se vários modelos cinéticos para o consumo de substrato na fase líquida (Monod, primeira ordem, ordem zero ou outro modelo adequado). Para a resolução de tal equação torna-se conveniente a adimensionalização dos parâmetros. Dessa forma, resultam números adimensionais de grande importância para os processos de transferência de massa combinados com

as reações bioquímicas. Estes parâmetros são o módulo de Thiele (ϕ) e número de Biot.

Considerando-se partícula esférica a matriz cúbica de poliuretano e modelo cinético de primeira ordem, a solução da equação (4.4) resulta em (Bailey & Ollis, 1986):

$$\eta = \frac{1}{\phi} \left(\frac{1}{\operatorname{tgh}(3\phi)} - \frac{1}{3\phi} \right) \left\{ \frac{\operatorname{Bi}}{[3\phi / \operatorname{tgh}(3\phi)] + \operatorname{Bi} - 1} \right\} \quad (4.5)$$

Nessa expressão, Bi é o número de Biot e ϕ é o módulo de Thiele.

O parâmetro adimensional módulo de Thiele (ϕ) representa a razão entre a velocidade de reação de primeira ordem e a velocidade de difusão. Portanto, é um parâmetro que permite avaliar a extensão do fenômeno difusivo em relação à velocidade reacional e é definido como (Bailey & Ollis, 1986):

$$\phi = \frac{R_p}{3} \sqrt{\frac{k_1 \bar{X}}{D_e}} \quad (4.6)$$

Nessa expressão, R_p é o raio da partícula esférica, k_1 é a constante cinética intrínseca de primeira ordem, \bar{X} é a concentração média de biomassa baseada no volume útil do reator e D_e é a difusividade efetiva do substrato na partícula.

O número de Biot relaciona a velocidade de transporte de massa na camada de líquido estagnada ao redor da partícula com a velocidade de difusão intraparticular (Bailey & Ollis, 1986), e é definido para partícula esférica como:

$$\operatorname{Bi} = \frac{k_s R_p}{D_e} \quad (4.7)$$

Nessa expressão, k_s é o coeficiente de transferência de massa na fase líquida, R_p é o raio da partícula esférica e D_e é a difusividade efetiva do substrato na partícula.

Inicialmente, os valores de fator de efetividade (η) foram obtidos para cada velocidade superficial de líquido aplicada ao leito de espuma (10 a 50cm.h^{-1}) por meio da expressão (4.3). As eficiências de remoção de DQO utilizadas nos cálculos foram apresentadas previamente na Tabela 4.8 para cada V_s aplicada. O parâmetro cinético intrínseco de primeira ordem (k_1), isto é, parâmetro obtido sob condições de resistências à transferência de massa desprezíveis foi obtido experimentalmente por Vieira (1996) utilizando como substrato esgoto sanitário real e lodo granulado como sendo $7,51 \times 10^{-5} \text{ L.mg}^{-1}\text{SSV.h}^{-1}$.

A concentração média de biomassa (\bar{X}) foi estimada a partir da determinação da concentração de biomassa (X), como massa de sólidos suspensos voláteis (SSV) por volume de suporte ($\text{mgSSV.mL}^{-1}\text{espuma}$), através da coleta de amostras de matrizes cúbicas de poliuretano ao longo do reator e posterior análise de sólidos suspensos voláteis. Os sólidos aderidos nas matrizes foram removidos com 100 mL de água destilada. Por meio deste valor de X pôde ser estimado a concentração média de biomassa (\bar{X}) em termos de volume útil do reator como:

$$\bar{X} = X (1 - \epsilon) \cdot 1000 \quad (4.8)$$

Nessa expressão, X é a concentração de biomassa e ϵ é a porosidade do leito.

O valor da concentração de biomassa (X) obtida foi de $22,3 \text{ mgSSV.mL}^{-1}$ espuma resultando pela expressão (4.8) no valor de $13380 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ para a concentração média de biomassa em termos de volume útil do reator.

Posteriormente, o número de Biot (Bi) para cada V_s pôde ser estimado por meio da expressão (4.5) rearranjada como:

$$Bi = \frac{\eta\phi[3\phi/\operatorname{tgh}(3\phi)-1]}{\left[\left(\frac{1}{\operatorname{tgh}(3\phi)} - \frac{1}{(3\phi)}\right) - \eta\phi\right]} \quad (4.9)$$

Pela dificuldade de identificar o substrato que limita a velocidade de transferência de massa dentro da biopartícula em água residuária complexa como o esgoto sanitário sintético utilizado, adotou-se como difusividade efetiva do substrato (De) na biopartícula o valor de $4,97 \times 10^{-3} \text{ cm}^2 \cdot \text{h}^{-1}$ como igual ao da difusão de carboidratos na fase líquida com peso molecular entre 1000 e 100000 (Perry & Chilton, 1985). Segundo Vela et al. (1996), os valores de difusividade efetiva para substratos primários e intermediários, em partículas contendo biomassa imobilizada, podem ser comparados aos valores das difusividades destes substratos em solução aquosa à diluição infinita.

A dimensão característica da partícula utilizada, foi o raio equivalente de uma partícula esférica com o mesmo volume da partícula cúbica resultando o R_p igual a 0,31 cm. Portanto, o parâmetro ϕ calculado pela expressão (4.6) resultou no valor de 1,47.

Finalmente, o coeficiente de transferência de massa na fase líquida (k_s) pôde ser estimado para cada velocidade superficial de líquido aplicada ao RAHLF, explicitando-se k_s na expressão (4.7):

$$k_s = \frac{Bi \cdot De}{R_p} \quad (4.10)$$

Na Tabela 4.10 são apresentados os valores obtidos para o coeficiente de transferência de massa (k_s), fator de efetividade (η) e número de Biot (Bi) em função das velocidades superficiais de líquido aplicadas no RAHLF.

Tabela 4.10: Valores de coeficiente de transferência de massa (k_s), fator de efetividade (η) e número de Biot (Bi) em função das velocidades superficiais de líquido aplicadas no RAHLF.

Velocidade superficial(cm.h^{-1})	η	Bi	k_s (cm.h^{-1})
10	0,23	2,68	0,043
20	0,25	3,12	0,050
30	0,27	3,62	0,058
40	0,32	5,30	0,085
50	0,34	6,05	0,097

De acordo com Bailey & Ollis (1986), se Bi for da ordem de 100 ou maior, os efeitos da resistência de massa na fase líquida à transferência de massa não serão significativos. Os valores de Bi obtidos foram baixos quando comparados com os limites propostos por esses autores. Portanto, a resistência à transferência de massa na fase líquida é significativa neste tipo de reator contendo lodo imobilizado e submetido a baixas velocidades superficiais de líquido.

Segundo Bailey & Ollis (1986), quando os processos de transferência de massa são muito rápidos em relação as reações bioquímicas, η é igual a 1. Entretanto, quando há influência de tais processos de transferência (extra e intraparticular) na velocidade global de reação, η é menor do que 1. Em casos de velocidades de reação muito rápidas em relação as velocidades de transferência de massa, o valor de η tende a zero. A partir do exposto pelos autores, os valores de η obtidos neste trabalho demonstram influência efetiva dos processos de transferência de massa na velocidade global de reação. Possivelmente tenha havido aumento da velocidade global de reação a medida que se aumentou a velocidade superficial de líquido, resultando em melhoria no desempenho do reator para o mesmo TDH de 2 horas (Figura 4.24).

O aumento dos valores do coeficiente de transferência de massa, na fase líquida (k_s), à medida que se aumentou a velocidade superficial de líquido, indica

que houve diminuição da camada de líquido estagnada ao redor das biopartículas, com conseqüente aumento da velocidade de transferência de massa na fase líquida (N_s). Portanto, a diminuição da resistência à transferência de massa na fase líquida pode ser conseguida pela manipulação de V_s , resultando em melhoria de desempenho do RAHLF.

Posteriormente, tentou-se estabelecer uma expressão de k_s para previsão do coeficiente na faixa de velocidade aplicada (10 a 50 cm.h^{-1}) com ajuda da planilha Excel 5.0. A expressão, ajustada aos dados obtidos de k_s na faixa de V_s aplicada ao reator é apresentada a seguir:

$$k_s = 0,033.e^{(0,0217.V_s)} \quad (4.11)$$

Nessa expressão, k_s está em cm.h^{-1} e V_s em cm.h^{-1} .

O coeficiente de correlação obtido de 0,964 no ajuste indica uma boa representação dos dados de k_s para a faixa de V_s aplicada, conforme apresentado na Figura 4.26.

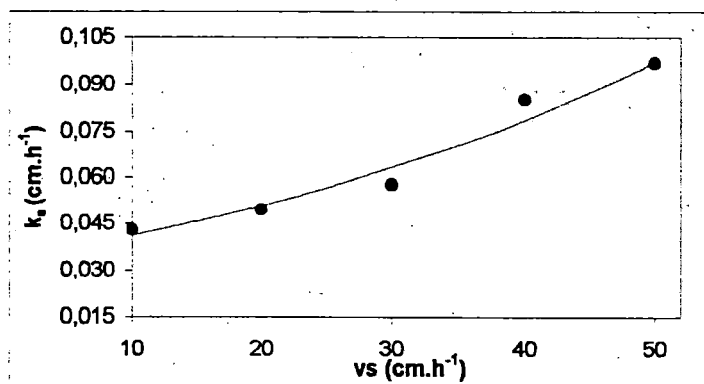


Figura 4.26: Valores de k_s calculados em função das V_s aplicadas no RAHLF (●) e expressão (4.11) ajustada (—).

As correlações para previsão de k_s apresentadas na literatura seguem a seguinte forma geral:

$$k_s = \alpha \cdot (V_s)^\beta \quad (4.12)$$

Nessa expressão, α e β são constantes dependentes das propriedades físicas do líquido e características geométricas das partículas. Entretanto, tais correlações são obtidas, geralmente, em condições de V_s mais altas que as aplicadas nesse trabalho. Para baixas V_s , na faixa de 25 a 270 cm.h^{-1} , Zaiat et al.(1996c) também observaram um comportamento de crescimento exponencial de k_s em função de V_s dando suporte aos dados neste trabalho.

Desta forma, a expressão (4.11) pode ser utilizada para estimar o coeficiente de transferência de massa (k_s) no RAHLF contendo lodo imobilizado em matrizes cúbicas de poliuretano com raio de esfera equivalente de 0,31 cm e porosidade de leito de 0,4. Entretanto, tal expressão é válida com segurança apenas para a faixa de V_s aplicada nesses experimentos. A utilização da expressão (4.11) para V_s maiores que 50 cm.h^{-1} deve ser feita com cuidado, pois tal expressão prevê um crescimento exponencial para k_s , enquanto que o incremento do parâmetro k_s deve ser menor a V_s elevadas, conforme previsto por correlações da literatura para determinação de k_s apresentadas por Zaiat (1996). Nota-se que tal cuidado deve ser tomado com a expressão (4.11) para V_s abaixo de 10 cm.h^{-1} , pelo motivo de a mesma prever um valor de k_s de 0,033 cm.h^{-1} quando a velocidade superficial for zero. Nessa situação, o valor de k_s deveria ser zero, uma vez que, não havendo escoamento, não haveria transporte convectivo de massa na fase líquida para a superfície do biopartícula, mas apenas transporte difusivo de massa. Segundo Bailey & Ollis (1986), não havendo escoamento considera-se apenas o transporte difusivo de massa, mas não é seguro extrapolar dados experimentais.

4.3.2 - Previsão de Desempenho do RAHLF

Para testar a expressão (4.11) estimada para o coeficiente de transferência de massa (k_s) na faixa de V_s aplicada ao reator, propôs-se a utilização da mesma, no

modelo de simulação de desempenho do RAHLF proposto por Zaiat & Foresti (1997).

Segundo Zaiat & Foresti. (1997), o modelo proposto falhou na previsão de eficiências de remoção de DQO ao longo do reator. Tal falha deveu-se principalmente à dificuldade de previsão do parâmetro k_s na faixa de velocidade superficial de líquido estudada. Portanto, a utilização de expressões que representem o parâmetro k_s para baixas V_s é essencial para simulação, e conseqüentemente para projeto do RAHLF.

De acordo com Zaiat & Foresti (1997), a simulação de desempenho do RAHLF deve ter como parâmetros de entrada no modelo: diâmetro do reator (D), diâmetro do tubo separador de gás (D_{TS}), vazão volumétrica (Q), a constante cinética intrínseca (k_1), a difusividade efetiva do substrato (D_e), o raio da biopartícula (R_p) e a porosidade do leito. Se for utilizada alguma correlação da literatura para estimativa do coeficiente de transferência de massa (k_s), deve-se conhecer a viscosidade e a densidade do líquido.

Foi realizada a simulação de desempenho do RAHLF com ε de 0,4 tratando água residuária sintética à base de glicose, experimento este realizado por Zaiat et al. (1997), utilizando a expressão (4.11), uma expressão apresentada por Perry & Chilton (1995) e a expressão apresentada por Zaiat et al.(1996c). Tanto a expressão apresentada por Perry & Chilton (1995) como a apresentada por Zaiat et al.(1996c) são descritas a seguir:

$$\left(\frac{k_s \cdot D_p}{D_L}\right) \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L}\right)^{-1/3} \left(\frac{\varepsilon \cdot V_s \cdot \rho_L \cdot D_p}{\mu_L}\right)^{-1} = 1,90 \cdot \left(\frac{V_s \cdot \rho_L \cdot D_p}{(1-\varepsilon) \cdot \mu_L}\right)^{-0,5} \quad (4.13)$$

Nessa expressão, apresentada por Perry & Chilton (1995), D_p é o diâmetro da biopartícula, D_L é a difusão do substrato na fase líquida, μ_L é a viscosidade do líquido, ρ_L é densidade do líquido, ε é a porosidade do leito e V_s é a velocidade superficial de líquido.

$$k_s = -0,0168 + 0,0187.e^{(1,796.Vs)} \quad (4.14)$$

Essa expressão proposta por de Zaiat et al. (1996c) foi obtida em sistema contendo biomassa anaeróbia imobilizada em espuma de poliuretano e submetido a Vs de 25 a 270 cm.h^{-1} . Nesta expressão, k_s está em cm.h^{-1} e Vs em cm.s^{-1} .

A seqüência de cálculos, para previsão de desempenho do RAHLF, definida por Zaiat & Foresti (1997) e realizada em planilha Excel 5.0 segue as seguintes considerações e dados sobre o sistema:

Considerações: Reator tubular ideal
Cinética de primeira ordem

Dados sobre o sistema

Água residuária sintética:	glicose
Origem do lodo de inóculo	UASB tratando resíduo de suinocultura
Material de recheio	espuma de poliuretano

Dados de entrada

Diâmetro do Reator (D)	5,04	cm
Comprimento do Reator (L)	99,8	cm
Diâmetro do tubo perfurado (D_{TS})	0,94	cm
Concentração inicial de substrato	2090	mg DQO.L^{-1}
Vazão de líquido (Q)	0,024	$\text{cm}^3.\text{s}^{-1}$
Constante cinética intrínseca (k_1)	7,12E-05	$\text{L.mg}^{-1} \text{SSV.h}^{-1}$
Difusividade efetiva (De)	0,027	$\text{cm}^2.\text{h}^{-1}$
Raio da partícula (R_p)	0,31	cm
Porosidade do leito (ϵ)	0,4	
Velocidade superficial (Vs)	12,43	cm.h^{-1}
Densidade do líquido (ρ_L)	1,186	g.mL^{-1}
Viscosidade do líquido (μ_L)	0,008	Poise

A partir dos dados de entrada realizou-se a simulação de desempenho ao longo do reator, utilizando a expressão (4.11), a expressão (4.13) apresentada por Perry & Chilton (1995) e a expressão (4.14) proposta por Zaiat et al. (1996c) para

previsão do parâmetro k_s no modelo. Os resultados da simulação são apresentados na Tabela 4.11 e Figura 4.27, como também, os resultados experimentais de eficiência de remoção de DQO obtidos por Zaiat et al. (1997) ao longo do RAHLF no tratamento de substrato sintético à base de glicose.

Tabela 4.11: Perfis de eficiências ($Ef\%$) de remoção de DQO obtidos na simulação de desempenho do RAHLF utilizando as expressões (4.11), (4.13) e (4.14) para previsão de k_s e perfil experimental obtido por Zaiat et al. (1997).

L/D	$Ef^*(\%)$	$Ef^{**}(\%)$	$Ef^{***}(\%)$	$Ef^{****}(\%)$
0	0	0	0	0
4	67	90	7	72
8	89	99	14	90
12	96	100	20	95
16	99	100	26	97
20	100	100	31	98

*Perfil obtido pela expressão (4.11).

**Perfil obtido pela expressão (4.13).

***Perfil obtido pela expressão (4.14).

****Perfil experimental obtido por Zaiat et al. (1997).

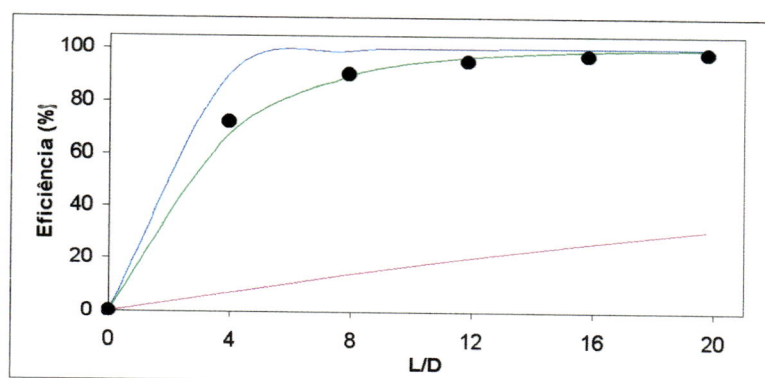


Figura 4.27: Perfis de eficiências de remoção de DQO obtidos na simulação de desempenho do RAHLF utilizando as expressões (4.11) (—), (4.13) (—) e (4.14) (—) para previsão de k_s e perfil experimental obtido por Zaiat et al. (1997) (•).

Como pode ser observado na Figura 4.27 e de acordo com Zaiat & Foresti (1997), a utilização da expressão (4.13) para estimativa de k_s resulta em valores de eficiência de remoção de DQO superiores aos valores observados experimentalmente. Contrariamente, os valores de eficiência de remoção de DQO previstos pelo modelo são extremamente baixos quando se utiliza a expressão (4.14). O perfil obtido pela expressão (4.11) apresenta bom ajuste ao perfil experimental obtido por Zaiat et al. (1997) no tratamento de substrato à base de glicose com V_s aplicada de $12,4 \text{ cm.h}^{-1}$. Portanto, a utilização da expressão (4.11) em uma faixa restrita de V_s (10 a 50 cm.h^{-1}) para determinação do coeficiente de transferência de massa na fase líquida pode ser considerada válida quando se pretende fazer simulação de desempenho, bem como projeto do RAHLF no tratamento de águas residuárias.

4.4 - Microscopia Óptica e Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV)

Nessa configuração de reator anaeróbio, foram realizadas análises microscópicas para avaliação da comunidade bacteriana presente nas biopartículas de espuma de poliuretano utilizadas como meio suporte do RAHLF, em escala de bancada, no tratamento de esgoto sanitário sintético. As análises de microscopia óptica de contraste de fase e de fluorescência foram feitas com amostras lodo retiradas da espuma de poliuretano, enquanto na microscopia eletrônica de varredura foram utilizadas amostras de espuma de poliuretano obtidas do RAHLF.

É importante salientar que o RAHLF foi inoculado com lodo anaeróbio proveniente de Reator Compartimentado, composto de 3 câmaras, utilizado no tratamento de esgoto sanitário real. O inóculo de lodo anaeróbio havia sido anteriormente analisado por Povinelli et al. (1998) por microscopia de contraste de fase e de fluorescência. Esses pesquisadores, por meio de observações, constataram a existência de bactérias metanogênicas filamentosas do gênero *Methanosaeta sp* (também denominada *Methanothrix sp*), bactérias do gênero *Methanosarcina sp*,

bactérias do tipo cocos e bacilos fluorescentes e não fluorescentes. Segundo os autores, a predominância de certas espécies sobre outras variou conforme a amostra de lodo proveniente das diferentes câmaras do Reator Compartimentado. Entretanto, foi mantida a composição bacteriana descrita anteriormente.

Neste trabalho foram coletadas amostras de biopartículas ao longo do RAHLF ($L/D = 4, 8, 12$ e 16) e feitas observações no final do experimento com TDH de 2,0 horas e carga orgânica de $2,3 \text{ kg.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ (baseada no volume útil reacional do reator). A partir dessas observações, foi verificado a existência de morfologias semelhantes às aquelas presentes no inóculo inicial.

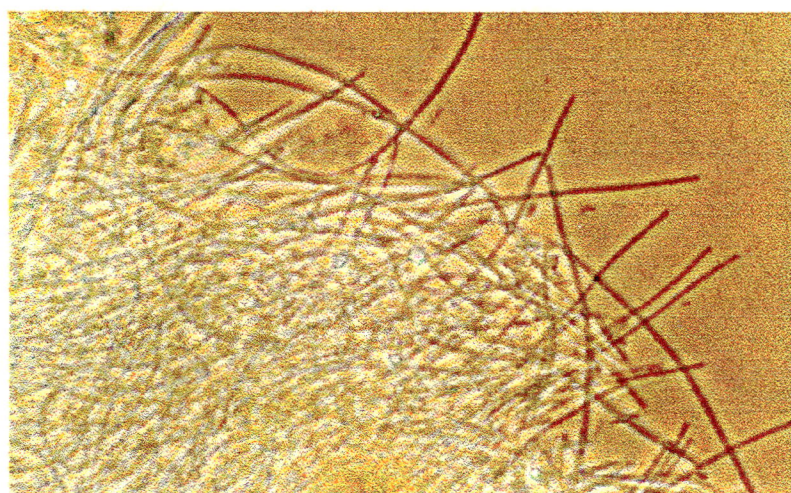
De modo geral, nas observações utilizando a microscopia de contraste de fase e de fluorescência, foram observados, em todos os pontos amostrados, o predomínio de bactérias filamentosas semelhantes a *Methanosaeta sp* (Figura 4.28a e 4.28b), como também a presença de bacilos longos fluorescentes e cocos fluorescentes (Figura 4.29a e 4.29b), *Methanosarcina sp* (Figura 4.30) e bacilos curvos e delgados.

Por meio da microscopia eletrônica de varredura, foi possível constatar, a presença de morfologias como bactérias filamentosas semelhantes a *Methanosaeta sp*, bacilos curvos e bacilos delgados (Figura 4.31a, 4.31b e 4.31c), sendo essas morfologias semelhantes às obtidas por microscopia de contraste de fase e de fluorescência.

A presença marcante da bactéria metanogênica do gênero *Methanosaeta sp*, em relação a outras metanogênicas, foi observada nessa mesma configuração de reator anaeróbio por Varesche et al. (1997). Nesse trabalho os autores analisaram amostras de lodo anaeróbio imobilizado em espuma de poliuretano ao longo do RAHLF em escala de bancada tratando substrato sintético à base de glicose (Zaiat et al., 1997).

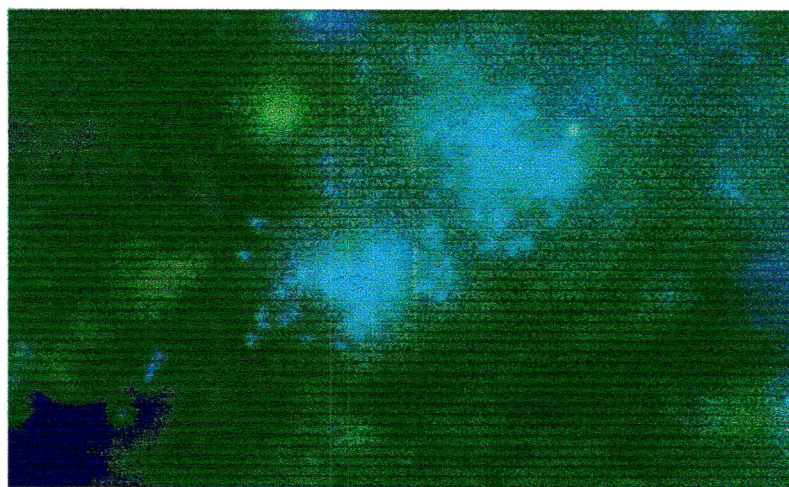


(a)

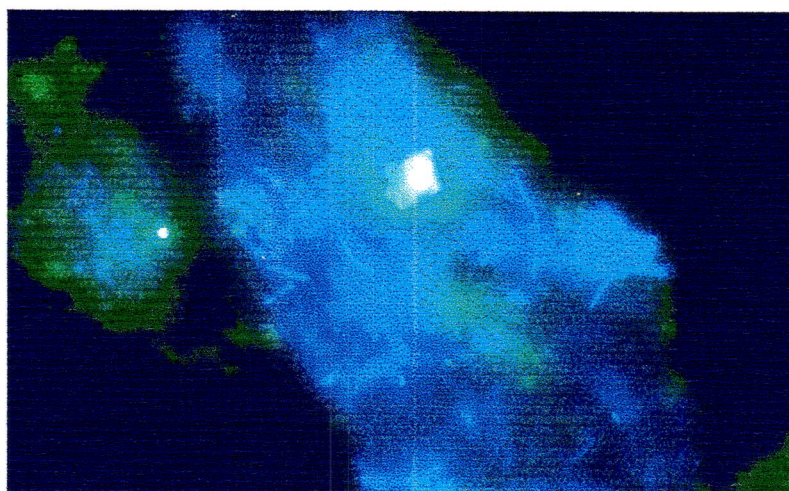


(b)

Figura 4.28: Fotografias (a) e (b) obtidas por meio de microscopia óptica de contraste de fase (ocular 10, objetiva 100 e zoom 1,25) de bactérias filamentosas semelhantes a *Methanosaeta sp* presentes no lodo anaeróbio retirado de espumas de poliuretano do RAHLF tratando esgoto sanitário sintético.



(a)



(b)

Figura 4.29: Fotografias obtidas por meio de microscopia de fluorescência (ocular 10, objetiva 100 e zoom 1,25) do lodo anaeróbio retirado de espumas de poliuretano do RAHLF tratando esgoto sanitário sintético: a) aglomerado de cocos fluorescentes; b) bacilos longos e delgados fluorescentes.

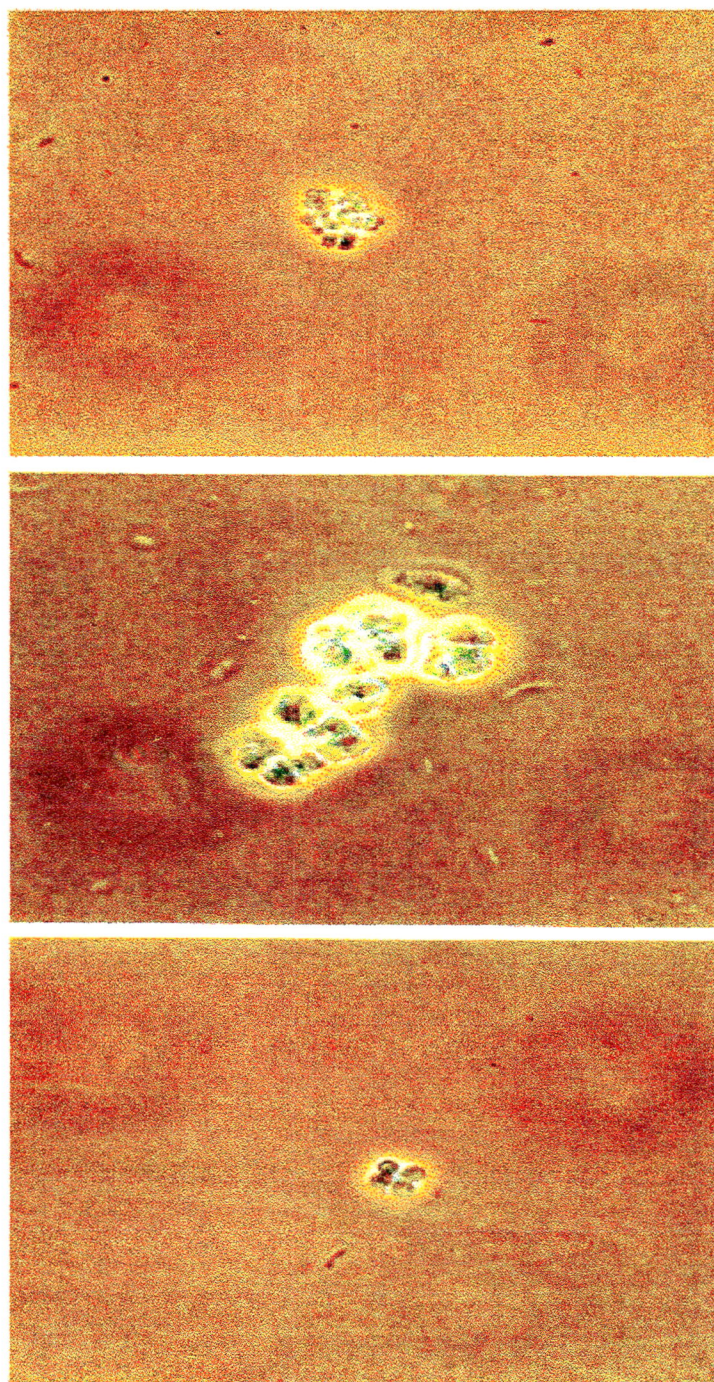


Figura 4.30: Fotografias obtidas por meio de microscopia óptica de contraste de fase (ocular 10, objetiva 100 e zoom 1,25) de bactérias semelhantes a *Methanosarcina sp* presentes no lodo anaeróbio retirado de espumas de poliuretano do RAHLF tratando esgoto sanitário sintético.

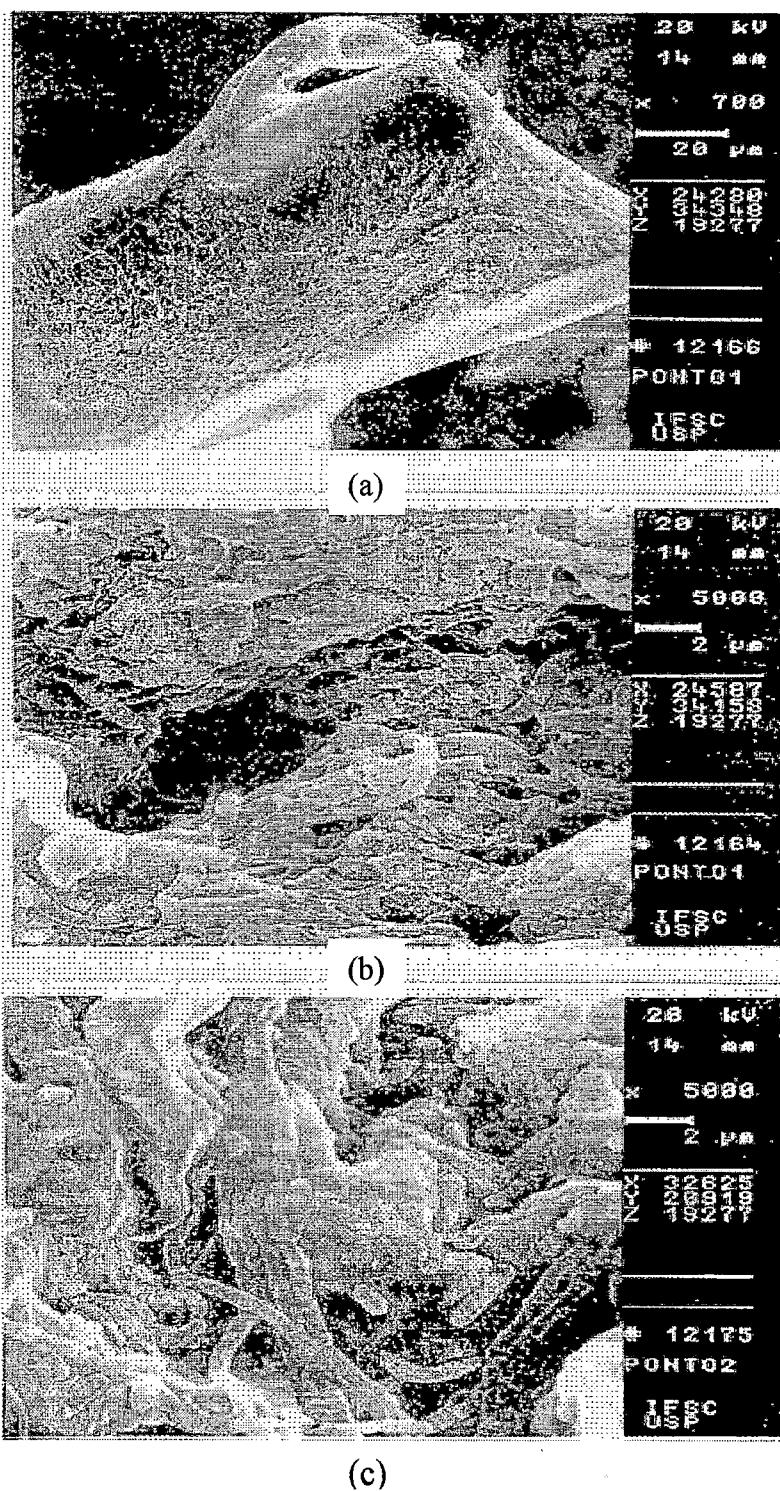


Figura 4.31: Micrografia eletrônica de varredura da espuma de poliuretano do RAHLF utilizada no tratamento de esgoto sintético: a) bactérias semelhantes a *Methanosaeta sp*; (b) bactérias semelhantes a *Methanosaeta sp* e cocos agrupados; (c) bactérias semelhantes a *Methanosaeta sp* e bacilos curvos e delgados.

5. CONCLUSÕES

O trabalho permite concluir:

a) Os pequenos períodos de partida observados no RAHLF de bancada, nos vários TDH aplicados, tratando esgoto sanitário sintético, demonstram a rápida colonização das matrizes cúbicas de poliuretano e a fácil adaptação da biomassa anaeróbia. Essa constatação confirma os resultados obtidos anteriormente por outros pesquisadores que utilizaram a mesma configuração de reator.

b) O RAHLF demonstrou desempenho satisfatório no tratamento de esgoto sanitário sintético, apresentando eficiências de remoção de DQO médias de 81%, 80%, 84%, 82%, 77% para os respectivos TDH de 10; 5; 3,3; 2,5 e 2 horas. Portanto, para essa configuração de reator, o melhor desempenho ocorreu quando o mesmo foi operado com TDH de 3,3 horas.

c) As eficiências de remoção de DQO obtidas, no RAHLF de bancada, para TDH de 3,3 horas são comparáveis ao do RAHLF em escala piloto operando com TDH próximo ao utilizado no de bancada. Isto indica a boa representabilidade do substrato sintético utilizado nesse experimento e a viabilidade de utilização dessa configuração de reator anaeróbio no tratamento de esgotos sanitários.

d) A partir dos valores crescentes de k_s , verificou-se que a transferência de massa na fase líquida pode ser significativamente reduzida pela operação do RAHLF a velocidades superficiais de líquido adequadas, otimizando o desempenho do reator.

e) A velocidade global de reação aumentou à medida que se aumenta a velocidade superficial de líquido aplicada ao leito de biopartículas devido,

provavelmente, ao decréscimo da camada líquido estagnada ao redor das biopartículas.

f) Os valores obtidos para o coeficiente de transferência de massa na fase líquida (k_s) permitiram expressar adequadamente k_s em função de V_s para uma faixa restrita de velocidade superficial de líquido (V_s) de 10 a 50 cm.h^{-1} como:

$$k_s = 0,033.e^{(0,0217.V_s)}$$

g) O bom ajuste apresentado pela expressão de k_s em função de V_s ao perfil experimental obtido no RAHLF com ϵ de 0,4 tratando água residuária sintética à base de glicose, comprova sua utilização para determinação de k_s quando se pretende fazer simulação de desempenho, bem como projeto do RAHLF no tratamento de águas residuárias.

6. RECOMENDAÇÕES

Visando a continuidade do trabalho sugere-se:

a) Verificar a aplicabilidade da expressão do coeficiente de transferência de massa na fase líquida (k_s) em projeto de outros reatores RAHLF.

b) Verificar o efeito de velocidade superficial de líquido no desempenho do RAHLF por meio da recirculação do efluente.

c) Verificar o efeito aumento da velocidade superficial de líquido na estabilidade do processo no RAHLF, principalmente com relação ao primeiro segmento, onde foi observada a geração de substâncias poliméricas para a taxa de carregamento orgânico de $1,0 \text{ kg.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ (baseada no volume útil reacional do reator).

d) Avaliar o fenômeno de transferência de massa intraparticular por meio da variação do tamanho da biopartícula utilizada como meio suporte do RAHLF.

e) Estudar o tempo de detenção pela adição na forma de degrau de um traçador com propriedades características como condutividade elétrica e coloração. Este estudo permite determinar a formação de caminhos preferenciais, zonas mortas e porosidade do leito.

f) Estudo do comportamento do RAHLF com o aumento repentino de cargas orgânicas.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- APHA; AWWA; WPCF (1989) **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 17th edition. Washington. American Public Health Association, Washington.
- ARAÚJO, J.C. (1994) **Acompanhamento da Evolução do Biofilme e Caracterização Química e Biológica em Reator de Leito Fluidificado Tratando Esgoto Sanitário Sintético**. São Carlos, SP. Dissertação – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- ATKINSON, B.(1974) **Biochemical Reactors**, Pion Limited, London.
- BAILEY & OLLIS, D.F. (1986) **Biochemical Engineering Fundamentals**. 2nd edition. McGraw-Hill, New York.
- BARBOSA, R.A.; SANTANNA Jr., G.L.; RISCHBIETER, K.; BATALHA, M.O. (1987) *Estudo da Tratabilidade Anaeróbia de Esgoto Sanitário Bruto em Reator de Fluxo Ascendente com Leito de Lodo*. In.: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 14, São Paulo. Anais, Rio de Janeiro, ABES. 2, T.I, p.355-369
- BIRD, R.B.; Stewart, W.E.; Lightfoot, E.N. (1960) **Transport Phenomena**. John Wiley and Sons, New York.
- BLANCH, H.W.; CLARK, D.S. (1996) **Biochemical Engineering**. Marcel Dekker Inc., New York.
- BRANCO, S.M. (1978) **Hidrobiologia Aplicada à Engenharia Sanitária**. 2^a edição. CETESB, São Paulo.



- CABRAL, A.K.A. (1995) **Caracterização Hidrodinâmica de um Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo**. São Carlos, SP. Dissertação – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- COLLIVIGNARELLI, C.; URBINI, G.; FARNETTI, A.; BASSETTI, A. (1990) *Anaerobic-Aerobic Treatment of Municipal Wastewater with Full-Scale Upflow Anaerobic Sludge Blanket and Attached Biofilm Reactors*. *Water Science and Technology*, **22**: 475-482.
- DILLALO, R. & ALBERTSON, O.E. (1961) *Volatile Acids by Direct Tritation*. *Journal WPCF*, **33**: 356-365
- DRAAIJER, H.; MASS, J.A.W.; SCHAAPMAN, J.E.; KHAN, A. (1991) *Performance of the 5 MLD UASB Reactor for Sewage Treatment at Kampur, India*. *Water Science and Technology*, **25**: 123-133.
- FALCON, C. (1973) **Manual de Tratamiento de Águas Negras**. Limusa-Wiley S.A., México.
- FORESTI, E., ZAIAT, M., CABRAL, A.K.A., DEL NERY, V. (1995) *Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) para Tratamento de Água Residuária de Indústria de Papel Reciclado*. *Revista Brasileira de Engenharia - Caderno de Engenharia Química*, **12**: 235-239.
- FORESTI, E. (1996) *Notas de aula da disciplina – Processos Anaeróbios de Tratamento de Resíduos*. Escola de Engenharia de São Carlos (USP).
- GUJER, W.; ZEHNDER, A.J.B.(1983) *Conversion Processes in Anaerobic Digestion*. *Water Science and Technology*, **15**: 127.
- JORDÃO, E.; PESSOA, C. (1975) **Tratamento de Esgotos Domésticos: Concepções Clássicas de Tratamento de Esgotos**. vol. 1. BNH/ ABES/ CETESB, São Paulo.
- LETTINGA et al. (1981) *Anaerobic Treatment of the Sewage and Low Strength Wastewater*. In: *Anaerobic Digestion*. Elsevier Biomedical Press, p. 271-291, Amsterdam.

- LETTINGA, G. (1989) *Anaerobic Treatment of Domestic Sewage under Dutch Conditions*. Notas de aulas. Bogotá, Universidade de Los Andes.
- McCABE, W.L.; SMITH, J.C.; HARRIOT, P. (1993) **Unit Operations of Chemical Engineering**. 5th edition. McGraw-Hill, U.S.A..
- MARA, D.D. (1980) **Sewage Treatment in Hot Climates**. John Wiley and Sons, Londres.
- METCALF & EDDY, INC. (1991) **Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse**. 3rd edition. McGraw-Hill, U.S.A..
- MOSEY, F.E. (1983) *Mathematical Modelling of the Anaerobic Digestion Process: Regulatory Mechanism for the Formation of Short-Chain Volatile Acids from Glucose*. *Water Science and Technology*, **15**: 209-232.
- NATION, J.L. (1983) *A New Method Using Hexamethyldisilazane for Preparation of Soft Tissues for Scanning Electron Microscopy*. *Stain Technology*, **58**: 347-351
- OLIVA, L.C.H.V. (1997) **Tratamento de Esgotos Sanitários com Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) Protótipo: Desempenho e Respostas Dinâmicas às Sobrecargas Hidráulicas**. São Carlos, SP. Tese – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- PERRY, R.H. & CHILTON, C.C. (1985) **Chemical Engineers Handbook**. 50th edition. McGraw-Hill, New York.
- POVINELLI, S.C.S.; NOUR, E.A.A.; CAMPOS, J.R.; POVINELLI, J.; GIANOTTI, E.P. (1998) *Avaliação Microbiológica em Reator Anaeróbio Compartimentado Tratando Esgoto Sanitário, Antes e Após Inoculação com Lodo Anaeróbio Granulado*. Aceito para apresentação no XXVI Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Lima, Peru.
- RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. (1986) *Improved Alkalimetric Monitoring for Anaerobic Digestion of High-Strength Wastes*. *Journal WPCF*, **58**: 406-411.

- RYU, D.D.Y.; KIM, H.S.; HISAHARU, T. (1984) *Intrinsic Fermentation Kinetic Parameters of Immobilized Yeast Cells*. J. Fermentation Technology, **62**: 255-261.
- SCHELLINKHOUT, A.; COLLAZOS, C.J. (1991) *Full-Scale Application of the UASB Technology for Sewage Treatment*. In: Internacional Symposium on Anaerobic Digestion, 6, São Paulo. Anais, São Paulo, ABES. p. 145-152.
- SISSON, L.E. & PITTS, D.R. (1979) **Fenômenos de Transporte**. Trad. De Adir M. Luiz, Guanabara Dois, Rio de Janeiro.
- SOUSA, J.T. (1996) **Pós - Tratamento de Efluente de Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente em Reator Aeróbio Seqüencial em Batelada e Coluna de Lodo Anaeróbio para Desnitrificação**. São Carlos, SP. Tese - Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- SPEECE, R.E. (1983) *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment*. Journal of Environmental Science Technology, **17**: 416A-426^A
- SPEECE, R.E. (1996) **Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment**. Archae Press, U.S.A..
- TEBUTT, T.H.Y. (1977) **Principles of Water Quality Control**. 2nd edition. Pergamon Press, Oxford.
- TORRES, P. (1992) **Desempenho de um Reator Anaeróbio de Manta de Lodo(UASB) de Bancada Tratamento de Substrato Sintético Simulando Esgoto Sanitário**. São Carlos, SP. Dissertação - Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- VAN HAANDEL, A.C. & LETTINGA, G. (1994) **Tratamento Anaeróbio de Esgotos: Um Manual para Regiões de Clima Quente**. s. n. t.
- VARESCHE, M.B.; ZAIAT, M., VIEIRA, L.G.T., FORESTI, E. (1997) *Microbial Colonization of Polyurethane Foam Matrices in Horizontal-Flow Anaerobic Immobilized-Sludge Reactor*. Applied Microbial Biotechnology, **48**: 534-538.
- VELA, F.J., ZAIAT, M., FORESTI, E. (1996) *Estimativa da Difusividade Efetiva de Substratos em Partículas de Bactérias Anaeróbias Imobilizadas*. In: Anais do

- 1º Congresso Brasileiro de Engenharia Química – Iniciação Científica (Editado por J. T. Freire e A. M. da Silveira), p. 34 - 37, UFSCAR, São Carlos, SP.
- VIEIRA, L.G.T. (1996) **Estimativa de Parâmetros Cinéticos Intrínsecos de Utilização de Substrato por Lodo Anaeróbio Imobilizado**. São Carlos, SP. Dissertação – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- VIEIRA, L.G.T., ZAIAT, M., HOKKA, C.O.(1996) *Liquid-Phase Mass Transfer in Fixed Bed of Polyurethane Foam Matrices Containing Immobilized Anaerobic Sludge*. *Biotechnology Techniques*, **10**: 121-126.
- VIEIRA, S.M.M., SOUZA, M.E. (1986) *Development of Technology for the Use of the UASB Reactor in Domestic Sewage Treatment*. *Water Science and Technology*, **18**: 109-121.
- ZAIAT, M., CABRAL, A.K.A., FORESTI, E.(1994) *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*, **11**: 33-42.
- ZAIAT, M. (1996) **Desenvolvimento de Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo para Tratamento de Águas Residuárias**. São Carlos, SP. Tese – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) / Universidade de São Paulo (USP).
- ZAIAT, M., CABRAL, A.K.A., FORESTI, E. (1996a) *Cell Wash-out and External Mass Transfer Resistance in Horizontal-Flow Anaerobic Immobilized Sludge (HAIS) reactor*. *Journal Water Research*, **30**: 2435-2439.
- ZAIAT, M., VIEIRA, L.G.T., FORESTI, E. (1996b) *Intrinsic Kinetic Parameters of Substrate Utilization by Immobilized Anaerobic Sludge*. *Biotechnology and Bioengineering*, **53**: 220-225.
- ZAIAT, M., VIEIRA, L.G.T., FORESTI, E. (1996c) *Liquid-Phase Mass Transfer in Fixed Bed of Polyurethane Foam Matrices Containing Immobilized Anaerobic Sludge*. *Biotechnology Techniques*, **10**: 121-126.

- ZAIAT, M., VIEIRA, L.G.T., FORESTI, E. (1997) *Spatial and Temporal Variations of Monitoring Performance Parameters in Horizontal-Flow Anaerobic Immobilized Sludge (HAIS) Reactor Treating Synthetic Substrate*. Journal Water Research, **31**: 1760-1766.
- ZAIAT, M., FORESTI, E. (1997) *Considerações sobre o Uso de Modelos de Simulação no Projeto de Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo*. In: Anais eletrônicos do 19^o Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, p. 852 - 863, Foz do Iguaçu, PR..
- ZAIAT, M., PASSIG, F.H., FORESTI, E. (1998a) *Aplicação de Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo para Tratamento de Esgoto Doméstico: Modelo Matemático e Critérios para Projeto*. Aceito para apresentação no XXVI Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Lima, Peru.
- ZAIAT, M., PASSIG, F.H., FORESTI, E. (1998b) *Aplicação de Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo para Tratamento de Esgoto Doméstico: Partida e Avaliação Preliminar do Modelo Utilizado*. Aceito para apresentação no XXVI Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Lima, Peru.

ANEXO I

TABELA I: Planilha de dados referentes a operação no RAHLF com TDH de 10 horas

Dia	T (°C)	Vazão (mL/s)	pH af	pH ef	Sb af	Sb af (mgDQO/L)f	Sb ef	Sb ef (mgDQO/L)f	Ef. b (%)	Ef. f (%)	Alcalinidade af (mgCaCO3/L)	Alcalinidade ef (mgCaCO3/L)	AVT af (mgHac/L)	AVT ef (mgHac/L)	CH4 (%)	CO2 (%)	Ar (%)	CH4 μmoles/mL
1	25	0,021	8,4	7,4	492	450	279	218	43	52	135	237	59	44	2	7	91	1,1
2	25	0,023	9,0	7,3	532	498	195	167	63	66	139	244	57	54	3	5	91	1,6
3	25	0,017	7,4	7,4	481	420	203	160	58	62	126	226	67	55	7	5	88	3,0
4	25	0,019	7,6	7,0														
5	26	0,019	7,6	7,1														
6	25	0,019	7,6	7,2	487	484	127	107	74	78	143	239	49	34	21	7	73	8,9
7	25	0,018	7,4	7,1														
8	25	0,018	7,4	7,3	509	458	129	119	76	75	146	238	51	35	23	6	71	9,8
9	25	0,019	8,7	7,1														
10	25	0,018	7,4	7,3	500	455	103	89	79	80	127	232	66	29	31	7	61	14,4
11	25	0,019	7,4	7,2														
12	25	0,018	9,1	7,1														
13	25	0,019	8,3	7,5	534	481	116	99	78	80	119	238	63	26	41	6	53	16,9
14	25	0,019	8,7	7,1														
15	25	0,018	6,9	7,3	487	362	105	83	78	77	57	238	111	27	44	5	51	20,6
16	25	0,019	6,8	7,0														
17	25	0,019	8,7	7,3	485	470	110	107	77	77	127	254	57	26	46	7	47	22,1
18	25	0,018	8,5	7,3														
19	25	0,018	9,0	7,4														
20	25	0,019	6,9	7,4	684	509	94	94	86	82	108	251	61	29	53	7	37	24,3
21	25	0,019	9,2	7,2														
22	26	0,019	6,9	7,4	568	503	100	88	82	83	77	236	84	29	47	6	46	21,4
23	26	0,018	7,1	7,4														
24	26	0,019	7,5	7,3	497	468	104	90	80	80	90	233	78	29	59	10	31	24,9
25	26	0,018	7,2	7,2														
26	26	0,019	7,2	7,0														
27	27	0,018	7,2	7,2	481	449	90	77	81	83	109	252	82	33	45	6	49	18
28	26	0,019	8,8	7,1														
29	25	0,019	8,2	7,3	553	497	105	91	81	82	103	241	57	32	49	7	44	21
30	25	0,019	7,1	6,9														

obs: b-bruta

f-filtrada

af-afluente

ef-efluente

Continuação da TABELA I

Dia	T (°C)	Vazão (mL/s)	pH af	pH ef	Sb af b (mgDQO/L)	Sb af f (mgDQO/L)	Sb ef b (mgDQO/L)	Sb ef f (mgDQO/L)	Ef. b (%)	Ef. f (%)	Alcalinidade af (mgCaCO3/L)	Alcalinidade ef (mgCaCO3/L)	AVT af (mgHac/L)	AVT ef (mgHac/L)	CH4 (%)	CO2 (%)	Ar (%)	CH4 µmoles/mL
31	25	0,019	6,8	7,2	600	390	99	88	84	77	51	260	106	31	48	5	47	19
32	25	0,019	8,8	7,0														
33	25	0,019	8,8	7,0														
34	24	0,019	8,3	7,4	544	505	99	85	82	83	138	246	62	31	45	6	50	20
35	25	0,018	8,9	7,1														
36	25	0,019	7,6	7,3	512	457	95	83	82	82	126	246	62	33	53	7	41	23,7
37	25	0,018	6,6	7,2														
38	25	0,019	9,0	7,2	547	505	98	88	82	83	120	237	57	31	50	6	44	20,8
39	26	0,019	8,8	7,2														
40	25	0,018	8,7	7,2														
41	25	0,019	8,7	7,2	701	521	95	86	86	83	116	236	63	33	53	6	41	17,9
42	25	0,018	8,2	7,2														
43	25	0,019	7,7	7,2	542	480	95	83	83	83	104	225	63	40	51	7	40	18,4
44	25	0,019	7,6	7,0														
45	25	0,019	8,0	7,1	613	548	118	107	81	81	106	229	69	34	47	6	47	18,9
46	27	0,019	8,8	6,9														
47	26	0,019	8,8	6,9														
48	25	0,018	8,7	7,3	580	503	99	93	83	82	130	231	53	25	49	5	46	22,4
49	25	0,019	8,8	7,3														
50	25	0,019	8,4	7,3	581	503	105	99	82	81	120	224	48	23	48	5	47	18,8

TABELA II: Planilha de dados referentes a operação no RAHLF com TDH de 5 horas

Dia	T (°C)	Vazão (mL/s)	pH af	pH ef	Sb af b (mgDQO/L)	Sb af f (mgDQO/L)	Sb ef b (mgDQO/L)	Sb ef f (mgDQO/L)	Ef. b (%)	Ef. f (%)	Alcalinidade af (mgCaCO3/L)	Alcalinidade ef (mgCaCO3/L)	AVT af (mgHac/L)	AVT ef (mgHac/L)	CH4 (%)	CO2 (%)	Ar (%)	CH4 μmoles/mL
1	25	0,04	8,7	6,8	719	543	215	200	70	63	108	159	48	78	50	7	43	8,5
2	27	0,04	8,5	6,9														
3	28	0,04	8,4	6,9														
4	26	0,04	8,0	7,0	507	469	110	86	78	82	112	215	48	23	55	6	36	8,7
5	26	0,04	7,9	6,9														
6	26	0,04	7,9	7,1	505	456	95	77	81	83	91	210	53	20	57	5	38	20,8
7	26	0,04	7,9	7,1														
8	27	0,04	8,5	7,0	542	497	168	150	69	70	107	208	55	40	60	7	34	21,9
9	25	0,04	7,5	7,0														
10	27	0,04	7,4	6,8														
11	25	0,04	7,0	7,2	497	439	109	99	78	78	88	221	63	22	59	6	35	17,6
12	25	0,04	8,8	7,1														
13	26	0,04	8,8	7,1	590	528	114	100	81	81	107	232	55	23	66	7	26	22,5
14	25	0,04	8,5	7,1														
15	25	0,04	8,8	7,1	452	407	101	89	77	78	69	174	48	45	61	6	32	28,7
16	26	0,04	8,8	7,1														
17	25	0,04	8,8	7,1														
18	26	0,04	8,8	7,1	496	442	97	95	80	79	103	204	46	26	63	8	28	26,5
19	25	0,04	8,6	6,9														
20	25	0,04	8,5	7,0	489	429	161	134	67	69	107	156	43	46	55	5	40	25,9

obs: b-bruta

f-filtrada

af-afluente

ef-efluente

Continuação da TABELA II (segunda partida)

Dia	T (°C)	Vazão (mL/s)	pH af	pH ef	Sb af b (mgDQO/L)	Sb af f (mgDQO/L)	Sb ef b (mgDQO/L)	Sb ef f (mgDQO/L)	Ef. b (%)	Ef. f (%)	Alcalinidade af (mgCaCO3/L)	Alcalinidade ef (mgCaCO3/L)	AVT af (mgHac/L)	AVT ef (mgHac/L)	CH4 (%)	CO2 (%)	Ar (%)	CH4 µmoles/mL
1	25	0,038	8,4	7,0	468	408	229	192	51	53	106	136	45	75	2	4	94	0,9
2	25	0,039	8,5	6,9														
3	26	0,038	8,4	6,9														
4	25	0,038	9,1	7,0	464	422	218	190	53	55	108	134	48	83	23	5	72	9,5
5	25	0,038	9,1	7,0														
6	25	0,039	7,6	7,2	454	415	188	157	65	62	105	125	51	78	24	5	71	12,0
7	24	0,038	7,6	7,1														
8	23	0,038	7,5	7,0	521	444	144	100	72	77	118	153	27	38	25	4	71	9,4
9	23	0,037	7,4	7,0														
10	25	0,039	9,0	7,1														
11	26	0,038	8,9	7,1	521	444	146	119	72	73	109	173	58	58	43	8	48	15,9
12	25	0,037	8,9	7,0														
13	23	0,038	9,0	7,0	452	406	88	70	81	83	111	175	43	25	44	6	50	18,3
14	24	0,037	8,9	7,1														
15	24	0,038	9,0	7,2	493	400	82	69	83	83	119	195	39	22	45	6	50	20,1
16	25	0,038	8,7	7,1														
17	26	0,039	8,6	7,1														
18	26	0,038	8,4	7,0	426	389	86	74	80	81	120	191	36	33	49	7	44	30,7
19	25	0,037	8,4	7,2														
20	26	0,038	8,5	7,3	447	398	90	81	80	80	119	185	38	23	47	5	48	26,9
21	24	0,038	8,5	7,2														
22	26	0,038	7,6	7,4	435	400	81	63	81	84	113	193	40	18	49	7	45	25,0
23	27	0,039	7,5	7,2														
24	25	0,038	7,5	7,1														
25	27	0,037	7,2	7,1	438	402	81	69	82	83	103	193	48	25	46	7	48	24,9

TABELA III: Planilha de dados referentes a operação do RAHLF com TDH de 3,3 horas

Dia	T (°C)	Vazão (mL/s)	pH af	pH ef	Sb af b (mgDQO/L)	Sb af f (mgDQO/L)	Sb ef b (mgDQO/L)	Sb ef f (mgDQO/L)	Ef. b (%)	Ef. f (%)	Alcalinidade af (mgCaCO3/L)	Alcalinidade ef (mgCaCO3/L)	AVT af (mgHac/L)	AVT ef (mgHac/L)	CH4 (%)	CO2 (%)	Ar (%)	CH4 µmoles/mL
1	28	0,058	8,2	7,2	445	392	69	64	84	82	127	206	33	18	60	8	31	28,8
2	26	0,058	8,6	7,3														
3	24	0,058	8,6	7,3	464	400	67	60	85	85	121	203	35	17	61	7	32	25,8
4	25	0,057	8,5	7,3														
5	25	0,058	8,4	7,3														
6	25	0,058	6,5	7,1	395	333	79	60	80	82	135	198	71	17	66	9	25	35,6
7	25	0,059	6,4	7,1														
8	27	0,058	8,8	7,1	430	396	67	55	84	86	129	203	36	17	62	8	30	27,8
9	25	0,058	8,8	7,1														
10	27	0,057	8,0	7,2	448	388	67	60	85	85	130	213	33	15	68	10	23	37,3
11	25	0,058	7,9	7,1														
12	25	0,059	8,6	7,7														
13	25	0,058	8,5	7,0	491	437	82	66	83	85	125	212	35	17	63	8	29	37,3
14	25	0,059	8,5	7,1														
15	25	0,058	7,6	7,0	426	406	76	62	82	86	113	209	45	22	60	8	32	30,6
16	25	0,058	7,4	7,0														
17	25	0,058	8,5	6,9	502	432	79	69	84	84	180	220	43	18	67	10	24	30,5
18	25	0,057	8,5	7,0														
19	25	0,058	8,5	7,0														
20	25	0,058	8,6	7,0	443	407	71	67	84	84	131	217	45	17	61	10	29	22,6
21	25	0,059	8,0	7,1														
22	25	0,058	7,1	7,2	414	381	71	64	83	83	121	219	53	20	58	9	33	22,5
23	25	0,057	8,3	7,1														
24	25	0,057	8,2	7,1	443	405	83	69	81	83	132	210	43	20	58	8	34	31,2

obs: b-bruta

f-filtrada

af-afluente

ef-efluente

TABELA IV: Planilha de dados referentes a operação do RAHLF com TDH de 2,5 horas

Dia	T (°C)	Vazão (mL/s)	pH af	pH ef	Sb af b (mgDQO/L)	Sb af f (mgDQO/L)	Sb ef b (mgDQO/L)	Sb ef f (mgDQO/L)	Ef. b (%)	Ef. f (%)	Alcalinidade af (mgCaCO3/L)	Alcalinidade ef (mgCaCO3/L)	AVT af (mgHac/L)	AVT ef (mgHac/L)	CH4 (%)	CO2 (%)	Ar (%)	CH4 µmoles/mL
1	25	0,077	8,4	7,0	456	419	71	61	84	85	144	227	45	20	65	10	25	36,4
2	25	0,076	8,4	7,1														
3	25	0,077	8,5	6,7	446	398	69	57	85	86	137	221	48	23	62	8	30	32,7
4	25	0,077	8,4	6,8														
5	25	0,076	8,4	6,9	485	398	79	65	84	84	128	213	48	22	65	9	26	35,7
6	25	0,077	8,6	6,9														
7	25	0,077	8,6	6,9	462	420	77	65	83	85	135	215	45	25	67	9	24	29,8
8	25	0,077	8,3	6,9														
9	25	0,077	8,5	6,8														
10	25	0,076	8,3	6,8	524	403	89	70	83	83	119	208	43	22	70	9	21	34,0
11	25	0,077	8,6	6,9														
12	25	0,077	8,5	7,0	475	419	110	68	77	84	122	214	38	21	69	9	21	34,9
13	25	0,077	8,7	6,8														
14	25	0,076	8,8	6,7	400	365	88	69	78	81	119	210	37	19	71	10	19	36,5
15	25	0,077	8,6	6,8														
16	25	0,077	8,4	6,8														
17	25	0,077	8,2	6,9	467	410	100	70	79	83	122	220	38	24	69	9	22	35,3

obs:b-bruta

f-filtrada

af-afluente

ef-effluente

TABELA V: Planilha de dados referentes a operação do RAHLF com TDH de 2,0 horas

Dia	T (°C)	Vazão (mL/s)	pH af	pH ef	Sb af b (mgDQO/L)	Sb af f (mgDQO/L)	Sb ef b (mgDQO/L)	Sb ef f (mgDQO/L)	Ef. b (%)	Ef. f (%)	Alcalinidade af (mgCaCO3/L)	Alcalinidade ef (mgCaCO3/L)	AVT af (mgHac/L)	AVT ef (mgHac/L)	CH4 (%)	CO2 (%)	Ar (%)	CH4 μmoles/mL
1	25	0,096	8,8	7,1	457	415	88	76	81	82	128	210	37	31	70	9	21	35,8
2	25	0,095	8,6	7,1														
3	25	0,096	8,4	6,9	459	390	86	67	81	83	112	209	40	28	71	10	20	29,0
4	25	0,096	8,4	6,9														
5	25	0,095	8,3	6,8														
6	25	0,097	7,9	6,8	421	385	96	63	77	84	138	218	35	21	70	11	19	34,5
7	25	0,096	8,5	6,8														
8	25	0,096	8,9	7,0	480	420	110	81	77	81	143	221	40	23	68	9	23	36,7
9	25	0,097	8,7	7,0														
10	25	0,096	7,7	6,9	482	401	96	68	80	83	133	214	42	21	68	9	23	35,3
11	25	0,097	8,3	6,9														
12	25	0,096	8,1	6,9														
13	25	0,096	9,0	6,7	517	425	150	108	71	75	137	212	37	23	66	8	26	29,1
14	25	0,096	8,5	6,7														
15	25	0,095	8,6	6,9	469	398	150	124	68	69	134	212	40	23	71	9	20	30,9
16	25	0,096	8,6	6,9														

obs: b-bruta

f-filtrada

af-afluente

ef-efluente