

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

**CINÉTICA, HIDRODINÂMICA E BIOMASSA EM REATOR ANAERÓBIO**  
**COMPARTIMENTADO ALIMENTADO COM ESGOTO SANITÁRIO**



SILVIA CLÁUDIA SEMENSATO POVINELLI

Tese apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo para obtenção do título de Doutor em Hidráulica e Saneamento.

ORIENTADOR: PROF. DR. JOSÉ ROBERTO CAMPOS

SÃO CARLOS - SP

AGOSTO DE 1999

Class.	TESE-EESC
Cott.	P4264
Tombo	042/00

31100008555

S/S 1071334

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

P879c

Povinelli, Silvia Cláudia Semensato  
Cinética, hidrodinâmica e biomassa em reator  
anaeróbico compartimentado alimentado com esgoto  
sanitário / Silvia Cláudia Semensato Povinelli. --  
São Carlos, 1999.

Tese (Doutorado) -- Escola de Engenharia de São  
Carlos-Universidade de São Paulo, 1999.

Área: Hidráulica e Saneamento.

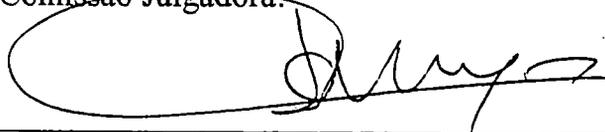
Orientador: Prof. Dr. José Roberto Campos.

1. Reator anaeróbico compartimentado. 2. Biomassa.  
3. Cinética. 4. Hidrodinâmica. I. Título.

**FOLHA DE APROVAÇÃO**

Candidata: Engenheira **SILVIA CLAUDIA SEMENSATO POVINELLI**

Tese defendida e aprovada em 27.10.1999  
pela Comissão Julgadora:



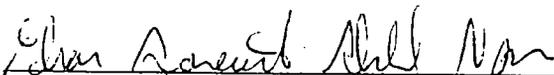
---

Prof. Tit. **JOSÉ ROBERTO CAMPOS (Orientador)**  
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)



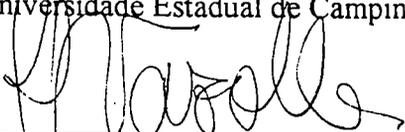
---

Prof. Tit. **SAMUEL MURGEL BRANCO**  
(Faculdade de Saúde Pública - Universidade de São Paulo)



---

Prof. Dr. **EDSON APARECIDO ABDUL NOUR**  
(Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP)



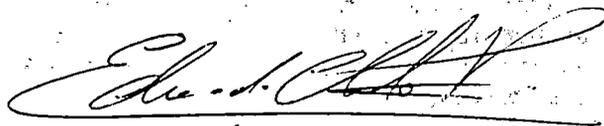
---

Dra. **ROSANA FILOMENA VAZOLLER**  
(Fundação Tropical de Pesquisas e Tecnologia "André Tosello")



---

Prof. Dr. **MARCELO ZAIAT**  
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)



---

Prof. Assoc. **EDUARDO CLETO PIRES**  
Coordenador da Área de Hidráulica e Saneamento



---

**JOSÉ CARLOS A CINTRA**  
Presidente da Comissão de Pós-Graduação

Aos meus avós Joana e Silvio,  
a quem tanto amo e tanto me incentivaram pela vida afora  
Aos meus pais Silvia Helena e Jurandyr,  
pelo amor incondicional

*“O grande rio tem seu trajeto,  
antes do mar imenso.  
Copiando-lhe a expressão,  
a alma percorre igualmente caminhos variados  
e etapas diversas,  
também recebe afluentes de conhecimentos,  
aqui e ali,  
avoluma-se em expressão  
e purifica-se em qualidade,  
antes de encontrar o Oceano Eterno da Sabedoria”*

*André Luiz/Francisco Cândido Xavier*

## AGRADECIMENTOS

A Deus que sempre me acompanhou nas horas difíceis, e nas fáceis também.

Ao Professor Titular José Roberto Campos pela segura orientação, estímulo e amizade durante o período do Doutorado.

Aos professores do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP pelas valiosas contribuições.

Aos técnicos dos laboratórios pelo apoio e auxílio nas análises durante a pesquisa, em especial Eloisa, Janja, Cidinha, Júlio, Paulo, Cido e Miguel (*in memoriam*).

Aos Técnicos Chico, Roberto e Wagner pelo auxílio na montagem do experimento.

À Fundação Educacional de Barretos, seus professores e funcionários pelo apoio, amizade e incentivos constantes.

Ao Projeto PROSAB pelo financiamento da pesquisa.

Ao CNPq (Conselho Nacional de Desenvolvimento Tecnológico) pela bolsa de Estudos Concedida.

Às secretárias do SHS pela colaboração e por serem sempre os “anjos da guarda” de todos nós.

Ao Valdecir e Sérgio, pela colaboração em todos os problemas com os computadores e textos.

A todos os amigos do Laboratório de Processos Anaeróbios.

Aos amigos Adriana, Marcelo e Luciana pelo auxílio na edição da Tese.

Aos sempre amigos e irmãos Edson e Angela por serem constantes incentivadores e pelas contribuições técnicas.

À Rosa pelo carinho e amizade no dia-a-dia.

A todos os meus familiares, pelo apoio.

Aos familiares e amigos Sandra (Tati), Godoy, Renata e Vânia, pela presença constante, incentivo e amor que sempre me dedicaram.

Aos meus irmãos do coração Deíza e José, sempre presentes e trazendo palavras de incentivo e amor.

A minha irmã Bibiana que é um dos maiores amores de minha vida, sempre amiga, sabendo apoiar ou criticar nas horas certas.

Aos meus pais Silvia Helena e Jurandyr pelo amor e por nunca deixarem a “peteca cair”.

Aos meus avós, Joana e Silvio, grandes amores de minha vida, pelo amor incondicional, conselhos, amizade, apoio, por serem o esteio e o abrigo de sempre.

A todos aqueles que contribuíram direta ou indiretamente para a realização deste trabalho e que acreditaram em mim.

## SUMÁRIO

<b>LISTA DE FIGURAS</b> .....	iv
<b>LISTA DE TABELAS</b> .....	xi
<b>LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS</b> .....	xvi
<b>RESUMO</b> .....	xix
<b>ABSTRACT</b> .....	xxi
<b>1. INTRODUÇÃO</b> .....	1
<b>2. OBJETIVOS</b> .....	5
<b>3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	6
3.1. REATORES ANAERÓBIOS COMPARTIMENTADOS.....	6
3.2. BIOMASSA EM REATORES ANAERÓBIOS.....	15
3.2.1. AGREGAÇÃO.....	19
3.3. HIDRODINÂMICA E CINÉTICA EM REATORES ANAERÓBIOS.....	(21)
3.3.1. ESTUDO HIDRODINÂMICO COM TRAÇADORES.....	21
3.3.2. CINÉTICA DO PROCESSO ANAERÓBIO.....	34
3.3.3. PARÂMETROS CINÉTICOS INTRÍNSECOS.....	39
<b>4. MATERIAIS E MÉTODOS</b> .....	45
4.1. SISTEMA DE TRATAMENTO (INSTALAÇÃO PILOTO).....	46
4.1.1. ELEVATÓRIA DE ESGOTOS SANITÁRIOS.....	46
4.1.2. REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO.....	47
4.1.3. OPERAÇÃO E AMOSTRAGEM.....	49
4.2. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL.....	51
4.2.1. SUBSTRATO UTILIZADO.....	(51)
4.2.2. ANÁLISES FÍSICO – QUÍMICAS.....	52
4.2.3. EXAMES MICROBIOLÓGICOS.....	(53)
4.2.4. ANÁLISE CROMATOGRÁFICA DOS GASES CONTIDOS NO SISTEMA .....	54

4.3.	ESTUDO CINÉTICO.....	(55)
4.3.1.	ESTIMATIVA DOS PARÂMETROS CINÉTICOS INTRÍNSECOS DE UTILIZAÇÃO DO SUBSTRATO.....	56
4.3.2.	ESTUDO HIDRODINÂMICO UTILIZANDO MODELOS MATEMÁTICOS DE AJUSTE DOS DADOS.....	(61)
4.3.3.	CINÉTICA DO REATOR COMPARTIMENTADO.....	63
4.4.	ESTUDO DA BIOMASSA.....	65
4.4.1.	ESTUDOS FÍSICO-QUÍMICOS DOS LODOS.....	65
4.4.2.	AValiação MICROBIOLÓGICA DOS GRÂNULOS.....	66
4.4.3.	ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA.....	66
4.4.4.	TRATAMENTO DOS DADOS REFERENTES À BIOMASSA..	67
5.	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	68
5.1.	GENERALIDADES.....	68
5.2.	AValiação DO REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO DURANTE 24 HORAS DE UM DIA TÍPICO.....	70
5.3.	MONITORAMENTO DA FASE LÍQUIDA DO REATOR DURANTE O EXPERIMENTO.....	81
5.4.	MONITORAMENTO DA FASE GASOSA DO REATOR.....	100
5.5.	ESTUDO DA BIOMASSA.....	101
5.5.1.	CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DOS LODOS.....	101
5.5.2.	PARÂMETROS MICROBIOLÓGICOS.....	108
5.6.	MODELO CINÉTICO PARA O REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO.....	(118)
5.6.1.	PARÂMETROS CINÉTICOS INTRÍNSECOS.....	118
5.7.	MODELO HIDRODINÂMICO.....	123
6.	<b>CONCLUSÕES.....</b>	127
7.	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	132

**ANEXO 1. CURVA DE CALIBRAÇÃO PARA GÁS METANO**

**ANEXO 2. PARÂMETROS ESTUDADOS NO ENSAIO DE 24 HORAS DO DIA  
21/07/98**

**ANEXO 3. PARÂMETROS ESTUDADOS PARA A FASE LÍQUIDA DURANTE  
OS MESES DE PESQUISA**

**ANEXO 4. ANÁLISES DE RAIOS X DOS GRÂNULOS DOS LODOS**

**ANEXO 5. RESPOSTAS DE TRAÇADORES UTILIZADOS EM ENSAIOS  
HIDRODINÂMICOS E MODELOS MATEMÁTICOS DE AJUSTE  
DE DADOS EXPERIMENTAIS EM ENSAIOS HIDRODINÂMICOS**

**LISTA DE FIGURAS**

Figura 3.1 - Primeira concepção do reator anaeróbio compartimentado estudado por BACHMANN <i>et al.</i> (1982), figura adaptada por NOUR (1996).....	8
Figura 3.2 - Reator anaeróbio compartimentado modificado por BACHMANN <i>et al.</i> (1982) figura adaptada por NOUR (1996).....	9
Figura 3.3- Reator Anaeróbio Compartimentado .....	14
Figura 3.4 - Propriedades das curvas E, C e F para vários escoamentos.....	24
Figura 3.5 - Esquemas de resultados de estudo hidrodinâmico para reatores anaeróbios compartimentados.....	31
Figura 3.6 - Estudos hidrodinâmicos com traçadores em reator anaeróbio compartimentado.....	33
Figura 3.7 - Velocidade específica de utilização do substrato observada para diferentes níveis de agitação.....	44
Figura 4.1 - Planta Geral da Estação Elevatória de Esgotos que alimentava o Reator Anaeróbio Compartimentado.....	47
Figura 4.2 - Desenho Esquemático do Reator Anaeróbio Compartimentado.....	48
Figura 4.3 - Frasco (125ml) adaptado para os ensaios cinéticos.....	56
Figura 5.1 - Valores de pH ao longo de um dia para o afluente e efluentes das câmaras...	72
Figura 5.2 - Alcalinidade Total (mg CaCO <sub>3</sub> /L) ao longo de um dia para o afluente e efluentes das câmaras.....	73

Figura 5.3 - Alcalinidade Parcial (mg CaCO <sub>3</sub> /L) ao longo de um dia para o afluente e efluentes das câmaras.....	74
Figura 5.4 - Ácidos Voláteis Totais (mg HAc/L) ao longo de um dia para o afluente e efluentes das câmaras.....	75
Figura 5.5 - DQO (mg/L) ao longo de um dia para o afluente e efluentes das câmaras.....	76
Figura 5.6 - Sólidos sedimentáveis (mL/L) ao longo de um dia para o afluentes e efluente das câmaras.....	77
Figura 5.7 - Sólidos suspensos voláteis (mg/L) ao longo de um dia para o afluentes e efluente das câmaras.....	78
Figura 5.8 - Gases gerados no sistema ao longo de um dia em cada câmara em termos de % de metano.....	79
Figura 5.9 – Média dos parâmetros levantados durante 24 horas ao longo das câmaras. (a) pH; (b) Ácidos Voláteis (mgHAc/L); (c)Alcalinidade Total (mgCaCO <sub>3</sub> /L); (d) Alcalinidade Parcial (mgCaCO <sub>3</sub> /L); (e) DQO total (mg/L); (f)Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L); (g) Sólidos Sedimentáveis (mL/L); (h) Porcentagem de Metano.....	80
Figura 5.10 - pH do afluente e dos efluentes das câmaras.....	82
Figura 5.11 -Alcalinidade Total (mg CaCO <sub>3</sub> /L) do afluente e dos efluentes das câmaras.....	82
Figura 5.12 -Alcalinidade Parcial (mg CaCO <sub>3</sub> /L) do afluente e dos efluentes das câmaras.....	83

Figura 5.13 - Alcalinidade Intermediária/Alcalinidade Parcial do afluente e dos efluentes das câmaras.....	83
Figura 5.14 - Ácidos Voláteis Totais (mg HAC/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.....	84
Figura 5.15 - DQO de amostras brutas (DQO <sub>t</sub> ) (mg/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.....	84
Figura 5.16 - DQO de amostra filtrada (DQO <sub>f</sub> ) (mg/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.....	85
Figura 5.17 - DQO <sub>f</sub> / DQO <sub>t</sub> do afluente e dos efluente das câmaras.....	85
Figura 5.18 - Sólidos Totais (mg/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.....	86
Figura 5.19 - Sólidos Voláteis (mg/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.....	86
Figura 5.20 - Sólidos Voláteis/Sólidos Totais do afluente e dos efluentes das câmaras.....	87
Figura 5.21 - Sólidos Suspensos Totais (mg/L) do afluente e dos efluentes da câmaras.....	87
Figura 5.22 - Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.....	88
Figura 5.23 - Sólidos Suspensos Voláteis/Sólidos Suspensos Totais do afluente e dos efluentes das câmaras.....	88
Figura 5.24 - Remoção de DQO <sub>t</sub> no sistema (%).....	89
Figura 5.25 - Remoção de DQO <sub>f</sub> no sistema (%).....	89
Figura 5.26 - Remoção de Sólidos Totais no sistema (%).....	90
Figura 5.27 - Remoção de Sólidos Voláteis no sistema (%).....	90

Figura 5.28 - Remoção de Sólidos Suspensos Totais no sistema (%).....	91
Figura 5.29 - Remoção de Sólidos Suspensos Voláteis no sistema (%).....	91
Figura 5.30 - Valores médios dos parâmetros ao longo das câmaras; (a) pH; (b) Alcalinidade Total (mgCaCO <sub>3</sub> /L); (c) Alcalinidade Parcial (mgCaCO <sub>3</sub> /L); (d) AI/AP; (e) Ácidos Voláteis (mgHAc/L).....	92
Figura 5.31 – Valores médios dos parâmetros ao longo das câmaras; (a) DQO total (mg/L); (b) DQO filtrada (mg/L); (c) remoção de DQO total (%); (d) remoção de DQO filtrada (%); (e) DQOf/DQOt.....	93
Figura 5.32 – Valores médios dos parâmetros ao longo das câmaras; (a) sólidos totais (mg/L); (b) sólidos voláteis (mg/L); (c) remoção de sólidos totais (%); (d) remoção de sólidos voláteis (%); (e) SV/ST.....	94
Figura 5.33 – Valores médios dos parâmetros ao longo das câmaras; (a) sólidos suspensos totais (mg/L); (b) sólidos suspensos voláteis (mg/L); (c) remoção de sólidos suspensos totais (%); (d) remoção de sólidos suspensos voláteis (%); (e) SSV/SST .....	95
Figura 5.34- Apresentação do Tamanho e Forma típicos dos Grânulos do reator.(a) grânulo típico formado na câmara 1 do reator; (b) ídem para câmara 2; (c) ídem para câmara 3 e (d) ídem para câmara 4.....	102
Figura 5.35 - Presença de alumínio na parte externa dos grânulos do lodo do reator e de inoculação e presença de ferro em forma de esfera no interior dos grânulos; (a) grânulo característico da câmara 1; (b) grânulo do lodo de inóculo; (c) interior do grânulo de inóculo; (d) interior do grânulo da câmara 2 após 2 meses de inoculação.....	105

- Figura 5.36 – Eletroforese realizada com as amostras de lodo tratado e lodo bruto; amostra não sonicada e (b) amostra sonicada.....107
- Figura 5.37 -Fotos que mostram a presença de polímeros extracelulares e materiais inertes nos grânulos; (a), (b), e (c) presença de polímeros extracelulares nas diversas câmaras; (d) materiais inertes.....108
- Figura 5.38 – Fungos anaeróbios presentes no reator anaeróbio compartimentado; (a) esporo; (b) fungo anaeróbio ramificado; (c) fungo com zoosporos e (d) fungos com hifa.....109
- Figura 5.39 -Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 1 antes da inoculação; (a) cocos e bacilos fluorescentes; (b) fungo anaeróbio; (c) *Methanosaeta*, cocos e bacilos.....110
- Figura 5.40 -Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 2 antes da inoculação; (a) cocos e bacilos; (b) *Methanosaeta*, cocos e bacilos; (c) bacilos delgados.....112
- Figura 5.41 -Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 3 antes da inoculação; (a) *Methanosaeta*; (b) *Methanosaeta*; (c) bacilos delgados.....113
- Figura 5.42 -Tipos morfológicos encontrados no lodo de inóculo; (a) *Methanosaeta*; (b) *Methanosaeta*; (c)cocos e bacilos ; (d)*Methanosaeta*.....114
- Figura 5.43 -Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 1 após a inoculação; (a) carapaça de *Methanosaeta*; (b) *Methanosaeta*; (c) *Methanosaeta*, cocos e bacilos.....115
- Figura 5.44 -Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 2 após a inoculação; (a) *Methanosaeta*; (b) cocos e bacilos; (c) cocos e bacilos fluorescentes.....116

Figura 5.45 - Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 3 após a inoculação; (a) cocos e bacilos; (b) <i>Methanosaeta</i> suportada em esferas de compostos de ferro; (c) <i>Methanosarcina</i> .....	117
Figura 5.46 - Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 4 após a inoculação; cocos e bacilos delgados.....	118
Figura 5.47 - Perfil de concentração de substrato no meio líquido (Sb) em função do tempo para a primeira câmara do reator.....	119
Figura 5.48 - Perfil de concentração de substrato no meio líquido (Sb) em função do tempo para a segunda câmara do reator.....	119
Figura 5.49 - Perfil de concentração de substrato no meio líquido (Sb) em função do tempo para a terceira câmara do reator.....	120
Figura 5.50 - Perfil de concentração de substrato no meio líquido (Sb) em função do tempo para a quarta câmara do reator.....	120
Figura 5.51 - Curva de DTR obtida experimentalmente no TESTE I e modelos teóricos ajustados.....	124
Figura 5.52 - Curva de DTR obtida experimentalmente no TESTE II e modelos teóricos ajustados.....	124
Figura 5.53 - Curva de DTR obtida experimentalmente no TESTE III e modelos teóricos ajustados.....	125
Figura 5.54 - Curva de DTR obtida experimentalmente no TESTE IV e modelos teóricos ajustados.....	125
Figura A4.1 – Análise de raio X realizada para grânulo do lodo de inoculação (externa)	
Figura A4.2 – Análise de raio X realizada para grânulo do lodo de inoculação (interna)	

Figura A4.3 – Análise de raio X realizada para grânulo da câmara 1 do reator (externa)

Figura A4.4 – Análise de raio X realizada para grânulo da câmara 1 do reator (externa)

## LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 - Resultados obtidos com o reator compartimentado modificado.....	9
Tabela 3.2 – Pesquisas realizadas com reatores anaeróbios compartimentados .....	16
Tabela 3.3 - Fatores que afetam a agregação microbiana.....	21
Tabela 3.4 - Valores dos coeficientes de correlação para os traçadores utilizados para vários modelos matemáticos.....	23
Tabela 3.5 - Parâmetros encontrados nos estudos com traçadores em reator anaeróbio compartimentado.....	33
Tabela 3.6 - Coeficiente de Produção Celular para vários Compostos Orgânicos.....	36
Tabela 3.7 - Tempo de retenção celular e produção de metano diária em um reator de mistura completa.....	38
Tabela 3.8 - Coeficientes cinéticos e parâmetros do modelo utilizado no ensaio.....	40
Tabela 3.9 - Parâmetros cinéticos avaliados em diversas pesquisas, segundo VIEIRA (1996).....	41
Tabela 3.10 -Valores de difusividade efetiva para compostos orgânicos de diferentes pesos moleculares.....	42
Tabela 3.11 - Critério de avaliação do Módulo de Thiele.....	43
Tabela 4.1 - Valores de $\theta_h$ e Velocidades Ascensionais para o ABR.....	50
Tabela 4.2 - Pontos de Coleta de Amostras no ABR.....	51

Tabela 4.3 - Principais características médias do esgoto sanitário utilizado na pesquisa.....	52
Tabela 4.4 - Parâmetros analisados, o método de análise e sua frequência para o afluente e efluentes das câmaras.....	53
Tabela 4.5 - Características dos Afluentes de cada Câmara do Reator Anaeróbio Compartimentado segundo NOUR (1996).....	57
Tabela 4.6 - Principais parâmetros utilizados nos ensaios hidrodinâmicos.....	61
Tabela 4.7 - Procedimento para obtenção das curvas normalizadas $E_0$ por $\theta$ .....	62
Tabela 4.8 - Parâmetros Físico-Químicos analisados para os lodos do reator e o método de análise.....	66
Tabela 5.1 – Média dos parâmetros monitorados no Reator Anaeróbio Compartimentado durante 24 horas.....	71
Tabela 5.2 - Parâmetros avaliados para a fase líquida.....	81
Tabela 5.3 - Análise do Gás produzido no sistema.....	100
Tabela 5.4 - Resultados das determinações realizadas com os lodos em estudo.....	101
Tabela 5.5 - Resultados das análises de metais e cátions dos lodos das Etapas 2 e 3.....	104
Tabela 5.7 – Coeficientes de correlação para os modelos de pequena dispersão, grande dispersão e tanques em série.....	123
Tabela A2.1 - Valores de pH para o afluente e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.	

Tabela A2.2 - Valores de Alcalinidade ( $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$ ) para o afluentes e efluentes das câmaras para o um ensaio de 24 horas.

Tabela A2.3 - Valores de Alcalinidade Parcial ( $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$ ) para o afluentes e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Tabela A2.4 - Valores de Ácidos Voláteis ( $\text{mgHAc/L}$ ) para o afluentes e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Tabela A2.5 - Valores de DQO total ( $\text{mg/L}$ ) para o afluentes e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Tabela A2.6 - Valores de Sólidos Suspensos Voláteis ( $\text{mg/L}$ ) para o afluentes efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Tabela A2.7 - Valores de Sólidos Sedimentáveis ( $\text{mL/L}$ ) para o afluentes e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Tabela A2.8 - Valores de Gases (% metano) para o afluentes e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Tabela A3.1 - pH do afluentes bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.2 - Alcalinidade Total ( $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$ ) do afluentes bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.3 - Alcalinidade Parcial (AP)( $\text{mgCaCO}_3$ ) do afluentes bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.4 - Alcalinidade Intermediária (AI)( $\text{mgCaCO}_3/\text{L}$ ) do afluentes bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.5 - Ácidos Orgânicos Voláteis ( $\text{mg HAc/L}$ ) do afluentes bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.6 - DQO total (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.7 - Porcentagem de Remoção de  $DQO_{Total}$  do afluente bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.8 - DQO filtrada (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.9 - Porcentagem de Remoção de DQO filtrada do afluente bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.10 - Relação de  $DQO_F/DQO_T$  do afluente bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.11 - Sólidos Totais (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.12 - Porcentagem de Remoção de Sólidos Totais nas diferentes Câmaras

Tabela A3.13 - Sólidos Fixos (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.14 - Sólidos Voláteis (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.15 - Porcentagem de Remoção de Sólidos Voláteis nas diferentes câmaras

Tabela A3.16 - Relação  $STV/ST$  para o afluente bruto e saídas das câmaras

Tabela A3.17 - Sólidos Suspensos Totais (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.18 - Porcentagem de Remoção de Sólidos Suspensos Totais nas diferentes câmaras

Tabela A3.19 - Sólidos Suspensos Fixos (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.20 - Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Tabela A3.21 - Porcentagem de Remoção de Sólidos Suspensos Voláteis nas diferentes câmaras

Tabela A3.22 - Relação de SSV/SST para o afluente bruto e saídas das câmaras

Tabela A5.1 - Teste Hidrodinâmico -  $\theta_h$  de 5,2h Traçador Rodamina, Meio Água - 08/12/92, temperatura 25°C.

Tabela A5.2 - Teste Hidrodinâmico -  $\theta_h$  de 5,2h Traçador Rodamina, Meio Água - 08/12/92, temperatura 25°C

Tabela A5.3 - Teste Hidrodinâmico -  $\theta_h$  de 9,6h Traçador Rodamina, Meio Água - 26/01/93, temperatura 25°C

Tabela A5.3 - Teste Hidrodinâmico -  $\theta_h$  de 9,6h Traçador Rodamina, Meio Água - 26/01/93, temperatura 25°C

Tabela A5.5 - Ajustes dos dados experimentais aos modelos hidrodinâmicos uniparamétricos para o Teste I

Tabela A5.6 - Ajuste dos dados experimentais aos modelos hidrodinâmicos uniparamétricos para o Teste II

Tabela A5.7 - Ajuste dos dados experimentais aos modelos hidrodinâmicos uniparamétricos para o Teste III

Tabela A5.8 - Ajuste dos dados experimentais aos modelos hidrodinâmicos uniparamétricos para o Teste IV

## LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

- ABR : anaerobic baffled reactor
- $DBO_t$  : demanda bioquímica de oxigênio total  $[M].[L]^{-3}$
- $DQO_f$  : demanda química de oxigênio de amostra filtrada  $[M].[L]^{-3}$
- $DQO_t$  : demanda química de oxigênio total  $[M].[L]^{-3}$
- DTR : distribuição do tempo de residência
- HMDS: hexametildisilazano
- MEV : microscopia eletrônica de varredura
- pH : potencial hidrogeniônico
- SST : sólidos suspensos totais  $[M].[L]^{-3}$
- SSV : sólidos suspensos voláteis  $[M].[L]^{-3}$
- ST : sólidos totais  $[M].[L]^{-3}$
- SV : sólidos voláteis  $[M].[L]^{-3}$
- TDH : tempo de detenção hidráulica [T]
- UASB : upflow anaerobic sludge blanket
- $\frac{dC}{dt}$  : taxa de conversão da concentração de substrato dentro do reator  $[M].[L]^{-3}.[T]^{-1}$
- $\bar{t}$  : tempo de residência médio obtido à partir da curva de DTR [T]
- $\eta$  : fator de efetividade
- $\phi$  : módulo de Thiele
- $\theta_c$  : tempo de retenção celular [T]
- $\phi_{obs}$  : módulo de Thiele observado, adimensional
- $\Delta t_i$  : intervalo de tempo [T]
- $\theta$  : tempo de residência médio adimensional
- $\sigma^2$  : variância dos pontos experimentais  $[T]^2$
- $\sigma_0^2$  : variância adimensional
- b : coeficiente de decaimento de microrganismos

- $B_i$  : número de Biot  
 $C$  : concentração de traçador  $[M].[L]^{-3}$   
 $C$  : concentração do efluente  $[M].[L]^{-3}$   
 $C_0$  : concentração do afluente  $[M].[L]^{-3}$   
 $C_i$  : concentração de traçador no tempo  $i$   $[M].[L]^{-3}$   
 $D_e$  : difusividade efetiva do substrato na biopartícula  $[L]^2.[T]^{-1}$   
 $D_f$  : difusividade molecular no biofilme  $[L]^2.[T]^{-1}$   
 $D_w$  : difusividade molecular no líquido  $[L]^2.[T]^{-1}$   
 $E_i$  : distribuição de idade de saída no tempo  $i$   $[T]^{-1}$   
 $E_0$  : distribuição de idade de saída adimensional  
 $K_1$  : constante cinética de primeira ordem  $[L]^3.[M]^{-1}.[T]^{-1}$   
 $k_s$  : coeficiente de transferência de massa na fase líquida  
 $K_s$  : constante de saturação numericamente igual a concentração do substrato quando  $ds/dt$  é igual a  $(1/2) r_{máx}$   $[M].[L]^{-3}$   
 $N$  : número de tanques em série  
 $P_e$  : número de Peclet  
 $P_{e_g}$  : modelo de dispersão de grande intensidade  
 $P_{e_p}$  : modelo de dispersão de pequena intensidade  
 $Q$  : vazão  $[L]^3.[T]^{-1}$   
 $R$  : coeficiente de correlação  
 $r$  : velocidade específica de utilização do substrato  $[T]^{-1}$   
 $R_{eq}$  : raio da esfera equivalente  $[L]$   
 $r_{máx}$  : velocidade máxima específica de utilização do substrato  $[T]^{-1}$   
 $r_{obs}$  : velocidade observada específica de utilização do substrato  $[T]^{-1}$   
 $S$  : área sob a curva de concentração de traçador na corrente de saída em função do tempo  $[M].[T].[L]^{-3}$   
 $S_0$  : concentração de substrato no afluente  $[M].[L]^{-3}$   
 $S_1$  : concentração do substrato na saída do reator  $[M].[L]^{-3}$

- $S_b$  : concentração de substrato no meio líquido  $[M].[L]^{-3}$
- $S_{b0}$  : concentração inicial de substrato no meio líquido  $[M].[L]^{-3}$
- $t$  : tempo [T]
- $t_i$  : tempo em um instante  $i$  [T]
- $V$  : volume do reator  $[L]^3$
- $X$  : concentração de biomassa  $[M].[L]^{-3}$
- $X_f, \rho$  : densidade da massa microbiana  $[M].[T]^{-3}$
- $Y$  : coeficiente de produção celular,  $dX/dS$ , adimensional

## RESUMO

POVINELLI, S. C. S. *Cinética, Hidrodinâmica e Biomassa em Reator Anaeróbio Compartimentado Alimentado com Esgoto Sanitário*. São Carlos, 1999. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

☉A unidade utilizada na presente pesquisa trata-se de reator anaeróbio de manta de lodo com 11 m<sup>3</sup> de capacidade, possuindo compartimentos em série. É constituído de três câmaras com chicanas verticais, localizadas de maneira tal que obrigam a água residuária afluenta a escoar ora ascendente, ora descendente, atravessando regiões de elevada concentração de biomassa ativa que se forma junto ao fundo do reator. O efluente da terceira câmara passa por decantador de placas paralelas. O reator foi alimentado com esgoto sanitário proveniente da rede coletora pública.

Estudos de biopartículas, cinética e hidrodinâmica neste reator visaram principalmente observar a distribuição das bactérias nas câmaras, formação de polímeros extracelulares na biomassa, a atividade metanogênica, a presença e efeito dos metais nos grânulos, as velocidades de reação em cada câmara, e o tipo de escoamento predominante no reator.

☉Os valores de remoção de DQO alcançados após inoculação com TDH de 12h, atingiram valores médios próximos a 70%. O pH se manteve sempre estável e próximo a 7,0. A alcalinidade aumentou ao longo das câmaras, e os ácidos voláteis decaíram, demonstrando boa estabilidade do sistema. A remoção de sólidos suspensos voláteis se apresentou em média próximo a 50%.

Observações realizadas por microscopia de contraste de fase mostraram predominância das bactérias dos tipos cocos e bastonetes sobre as filamentosas, além da presença de fungos, que justificou a menor produção relativa de metano na câmara 1.

Mediante o uso de microscopia eletrônica de varredura visualizou-se melhor a presença de grande quantidade de polímeros extracelulares que constituíram cerca de 18% dos sólidos voláteis. O que mais chamou a atenção, no entanto, foi a presença de grânulos com “espículos” na primeira câmara do reator. Estas submetidas ao raio X evidenciaram a

presença de Alumínio e Ferro na sua constituição em proporções consideráveis. Este material submetido à espectrofotometria de absorção atômica apresentou 40 mgAl/gST e 50 mgFe/gST em média. As atividades metanogênicas se estabilizaram em 10,0; 18,8 e 10,5  $\mu\text{mol CH}_4/\text{gSSV.h}$ , na primeira, segunda e terceira câmaras respectivamente.

A cinética de consumo de substrato segue modelo de primeira ordem com  $K_1$  igual a 0,0621; 0,0447 e 0,0646  $\text{h}^{-1}$  para as câmaras 1, 2 e 3 respectivamente.

Os melhores ajustes matemáticos aos estudos hidrodinâmicos mostraram que o reator se comporta como seis (6) reatores de mistura completa em série.

**PALAVRAS CHAVE:** Reator Anaeróbio Compartmentado, Biomassa, Cinética, Hidrodinâmica

## ABSTRACT

POVINELLI, S. C. S. *Kinetics, Hydrodynamics and Biomass in Anaerobic Baffled Reactor Fed with Domestic Sewage*. São Carlos, 1999. Thesis (Doctor) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

The unit used in this study was an anaerobic sludge blanket reactor with 11-m<sup>3</sup> capacity and serial chambers. It was composed of three chambers with vertical baffles, localized in a way they oblige the affluent sewage water flow away at times rising at times decreasing, going through regions of high active biomass formed at the bottom of the reactor. The third chamber effluent passes through a multiple-tray clarifier. The reactor was fed with domestic sewage from the sewerage.

Bioparticles, kinetics and hydrodynamics studies in this reactor aimed mainly to observe the bacteria distribution in the chambers, the extracellular polymer formation in the biomass, the methanogenic activity, the presence and effect of metals in the granules, the reaction rates in each chamber and the predominant flow in the reactor.

The COD removal values, reached after 12-hour  $\theta_h$  inoculation, have achieved average values near 70%. The pH kept stable and near 7,0. The alkalinity rose along the chambers and the volatile acids decreased, showing good system stability. The volatile suspended solids presented average around 50%.

Phase contrast microscopy observations showed cocci and rods bacteria predominance over the filamentous ones besides the fungi presence that justifies the shorter relative methane production in chamber 1.

Through using scanning electron microscopy the presence of great amount of extracellular polymers, that were around 18% of the volatile solids, were better visualized. The presence of granules covered with sticks in the first chamber of the reactor, however, were what most stood out. X-ray analysis evidenced the presence of Aluminum and Iron in

their constitution in considerable proportions. This material, submitted to atomic absorption spectrophotometry, presented an average of 40mgAl/gTS and 50mgFe/gTS. The methanogenic activity stabilized in 10,0; 18,8 and 10,5  $\mu\text{mol gCH}_4\text{-COD/gVSS.d}$  in the first, second and third chambers respectively.

The substrate utilization was well described by a first order kinetic model with  $K_1$ : 0,0621; 0,0447 and 0,0646  $\text{h}^{-1}$  for chambers 1, 2 and 3 respectively.

The better mathematics adjusts to the hydrodynamics studies showed that the reactor acts as six (6) serial complete mixing reactors.

**KEY WORDS:** Anaerobic Baffled Reactor, Biomass, Kinetics, Hydrodynamics.

## 1. INTRODUÇÃO

O ser humano provoca alterações em seu ecossistema, ocasionando desequilíbrios e, conseqüentemente, provocando novos equilíbrios diferentes dos anteriores. Estas alterações ambientais tem como conseqüência uma modificação na biocenose, ou seja, no conjunto de seres vivos residentes naquele meio, no momento em que se está considerando. Geralmente os agentes causadores destes males são conhecidos por poluentes e podem ser organismos vivos ou não, físicos ou químicos, orgânicos ou inorgânicos e em estado sólido, líquido ou gasoso (FERRI, 1981).

Uma das principais fontes de poluição das águas é o lançamento de esgotos sanitários que alteram os ecossistemas aquáticos tanto quantitativa quanto qualitativamente. Isto ocorre devido à introdução, em quantidade excessiva, de substâncias sintéticas inexistentes anteriormente no meio ou ao aumento das substâncias que compõem o corpo d'água.

Como conseqüência negativa a este tipo de poluição pode-se citar, por exemplo, os prejuízos ao abastecimento humano de água, tornando o veículo uma fonte de doenças e conseqüentemente provocando uma elevação nos custos do tratamento. O que também pode ocorrer devido à este fato negativo é o assoreamento dos mananciais, prejuízos aos peixes e outros organismos aquáticos, além da proliferação excessiva de algas. Tudo isto causa impactos sobre a qualidade de vida da população (MOTA, 1997).

Observa-se, portanto, que as conseqüências da poluição podem ser de caráter sanitário, social, econômico e ecológico. Para que estes males sejam atenuados, a medida mais eficaz para o controle da poluição por esgotos sanitários é a implantação de estações de tratamento. Estas estações reduzem as quantidades de matéria orgânica e nutrientes que eram anteriormente lançada no corpo receptor.

Muitas alternativas para tratamento estão implantadas atualmente e novas tecnologias são intensamente pesquisadas, sendo que, basicamente, os processos mais importantes são o físico-químico e o biológico. O processo físico-químico necessita de produtos industrializados, contínua assistência de pessoal especializado e gera grandes quantidades de lodos que, além da matéria orgânica, passará a agregar também o material utilizado para o tratamento. Os processos biológicos dependem fundamentalmente de bactérias e podem ser divididos em sistemas de tratamento aeróbios e anaeróbios. Até a década de setenta, os processos aeróbios eram mais amplamente utilizados, enquanto que os processos anaeróbios aplicavam-se apenas a despejos de elevada concentração. Segundo SPEECE (1996), preocupações com a estabilidade do processo e de ordem econômica levaram os pesquisadores a estudar novas configurações que permitissem tempos de retenção celular altos e tempos de detenção hidráulicos baixos. Com isto haveria uma minimização na produção de lodo e diminuição do volume do reator, tendo como conseqüência redução nos custos de construção e operação dos sistemas.

Com o uso destes novos reatores pesquisados, os quais costumam-se denominar “não convencionais”, esta meta começou a ser atingida, propiciando dois tipos básicos de retenção de lodo: através de aderência a um material suporte inerte, como ocorre no filtro anaeróbio, no reator anaeróbio de leito fluidificado e no reator anaeróbio horizontal de leito fixo; e através de grânulos os flocos o que pode ser observado no reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente e no reator anaeróbio compartimentado.

Na retenção do lodo, que desta forma se tornou imobilizado, ocorre a formação de microconsórcios bacterianos a que se denominou biofilmes. Estes podem ser vistos como o resultado da adesão e crescimento de microrganismos em interfaces.

A associação de organismos em biofilmes é a mais antiga forma de vida encontrada no planeta e evidências datam de antes de 3,5 bilhões de anos, que demonstram sua existência através de biofilmes petrificados em rochas no período Pré-Cambriano. Além disso estima-se que 99% dos microrganismos da Terra vivam em biofilmes. Eles desempenham papel chave na degradação da matéria orgânica, no ciclo do fósforo, nitrogênio, enxofre e muitos metais. Muitos autores relatam que os reatores com biofilmes, usados na degradação de poluentes, são mais estáveis que reatores com células suspensas porque os organismos do biofilme tendem a tolerar concentrações de 50 a 500 vezes maiores comparados às mesmas células quando suspensas (FLEMMING, 1993).

Com a utilização de biofilmes, desta forma immobilizados, os processos de tratamento de águas residuárias começaram a ser desenvolvidos de maneira significativa, considerando-se que esta forma de agregação proporciona melhoria na operação dos sistemas de tratamento, observando-se maior eficiência na conversão dos substratos utilizados a produtos finais.

Lamentavelmente, a maioria dos reatores, nos dias de hoje, tem seus projetos baseados em critérios empíricos, proporcionando resultados que nem sempre condizem com a realidade. A necessidade de estudos de critérios mais racionais é crescente e leva em conta parâmetros como transferência de massa, cinética intrínseca de utilização do substrato e crescimento celular e hidrodinâmica. O desenvolvimento de metodologias adequadas e pesquisas em cada tipo de reator tratando vários substratos se torna imprescindível para o estabelecimento de parâmetros de projeto, otimização de reatores e previsão da eficiência dos sistemas (ZAIAT, 1996).

O intuito do trabalho de pesquisa desenvolvido pela autora é justamente a tentativa de fornecer subsídios para desenvolvimento de reatores anaeróbios compartimentados em escalas maiores, através da avaliação hidrodinâmica que forneça o tipo base do escoamento e da caracterização dos parâmetros cinéticos (intrínsecos e aparentes).

O estudo da biomassa complementar a pesquisa, devido à contribuição que pode proporcionar relativamente às populações existentes, à perda de sólidos no sistema e avaliação de muitos outros parâmetros que determinam como será o comportamento do reator compartimentado.

Este tipo de reator é considerado, conceitualmente, por alguns autores, como sendo constituído por vários reatores UASB (reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo) em série. As principais vantagens na concepção do ABR (reator anaeróbio compartimentado) em relação ao UASB levam em conta o fato do ABR não necessitar de separador gás/líquido/sólido e poder ser projetado com pequenas alturas, podendo, até mesmo, ser enterrado. O ABR (Anaerobic Baffled Reactor) pode, deste modo, ser concebido para bairros ou pequenas comunidades, evitando-se, gastos excessivos com interceptores e emissários de esgotos sanitários. Possui ainda fácil operação e manutenção. Todos estes fatores propiciam grande incentivo na continuidade dos estudos com reatores anaeróbios compartimentados, visando principalmente o aumento de escala e utilização em plantas reais.

## **2. OBJETIVOS**

O principal objetivo do presente trabalho de pesquisa é o estudo da biomassa, hidrodinâmica e cinética em um reator anaeróbio compartimentado tratando esgoto sanitário. Esse objetivo pode ser subdividido em:

- Estudos relacionados às biopartículas em reator anaeróbio compartimentado, antes e após inoculação com lodo anaeróbio, visando principalmente verificar a distribuição das bactérias nas câmaras; a quantificação de polímeros extracelulares na biomassa, presença de metais e materiais inertes, e a atividade metanogênica, relacionando estas observações com a eficiência do reator.
- Estudo da hidrodinâmica e cinética do reator anaeróbio compartimentado, tanto de forma global, quanto nas câmaras separadamente.

### **3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

#### **3.1. REATORES ANAERÓBIOS COMPARTIMENTADOS**

As primeiras concepções para o reator anaeróbio compartimentado (Anaerobic Baffled Reactor, ABR) foram relativamente semelhantes à unidade utilizada como floculador hidráulico de tratamento de água de abastecimento, dispondo de diversas chicanas verticais, localizadas de maneira tal que obrigassem a água residuária afluenta a movimentar-se descendente e ascendentemente atravessando regiões de elevada concentração de microrganismos ativos que se formavam junto ao fundo do reator.

Pesquisas foram desenvolvidas em vários países na tentativa de avaliar o comportamento do reator compartimentado e resultados muito promissores acabaram por aparecer em quase todos os trabalhos.

BACHMANN *et al.* (1982) apresentaram um projeto preliminar de reator anaeróbio compartimentado, em pesquisa que comparava este tipo de sistema com filtro anaeróbio e reator anaeróbio de discos rotativos.

Comparando reatores com material suporte e sem este material, os autores relatam que filtros anaeróbios apesar de possuírem elevada capacidade de recuperação quando submetidos a altas cargas, necessitavam do material de enchimento que poderia ser

caro e quase sempre apresentavam problemas de entupimento, levando um longo período para voltarem à atividade.

O reator anaeróbio com discos rotativos se mostrou seguro e estável em operação, com pequena possibilidade de entupimentos devido ao seu alto volume de vazios. A maior desvantagem era o custo alto devido a sua complicada construção. O maior obstáculo para sua utilização em tratamento industrial era sua difícil operação, falta de simplicidade e altos custos na construção.

A apresentação do reator anaeróbio compartimentado vinha ao encontro das necessidades de um reator de simples construção e que pudesse oferecer uma solução econômica para o tratamento de águas residuárias com baixa e médias cargas orgânicas. BACHMANN *et al.* (1982).

Nesta pesquisa o reator anaeróbio compartimentado era hipoteticamente considerado como sendo constituído por vários reatores UASB em série.

Como uma tentativa inicial de um reator compartimentado, BACHMANN *et al.* (1982) utilizaram um reator de discos para suporte de microrganismos, mas com os discos parados. Este reator possuía 19,3 cm de comprimento e volume total de 1,04 L, sendo que o volume efetivo era de 0,68 L. A cada 2,5cm do reator havia um ponto para coleta de amostras (Figura 3.1). O substrato utilizado era uma mistura de proteínas e carboidratos, representadas com iguais porcentagens de DQO. As quantidades de nitrogênio e fósforo foram supridas, e uma solução de bicarbonato de sódio mantinha o pH do sistema entre 6,7 e 7,4. O reator foi inoculado com lodo de esgoto e a temperatura do experimento foi mantida a 35°C.

A carga orgânica volumétrica aplicada foi variada de 2kg DQO/m<sup>3</sup>.d até 20kg DQO/m<sup>3</sup>.d, e finalmente foi mantida em 5 kg DQO/m<sup>3</sup>.d. Para cargas entre 3 e 7kg DQO/m<sup>3</sup>.d a remoção de DQO se manteve aproximadamente constante em 78%, decrescendo para 55% quando eram aplicadas cargas de 20kg DQO/m<sup>3</sup>.d. A produção de gás aumentou linearmente com a carga orgânica aplicada até 10kg DQO/m<sup>3</sup>.d, à partir da qual houve apenas um pequeno incremento linear com menor inclinação. A porcentagem de

metano era de 70% do total dos gases até cargas de 7kg DQO/m<sup>3</sup>.d e diminuiu até 50%, para cargas de 20kg DQO/m<sup>3</sup>.d. O crescimento de uma espécie de gel bacteriano no topo do reator resultou em caminhos preferenciais, podendo ser o causador de resultados não satisfatórios.

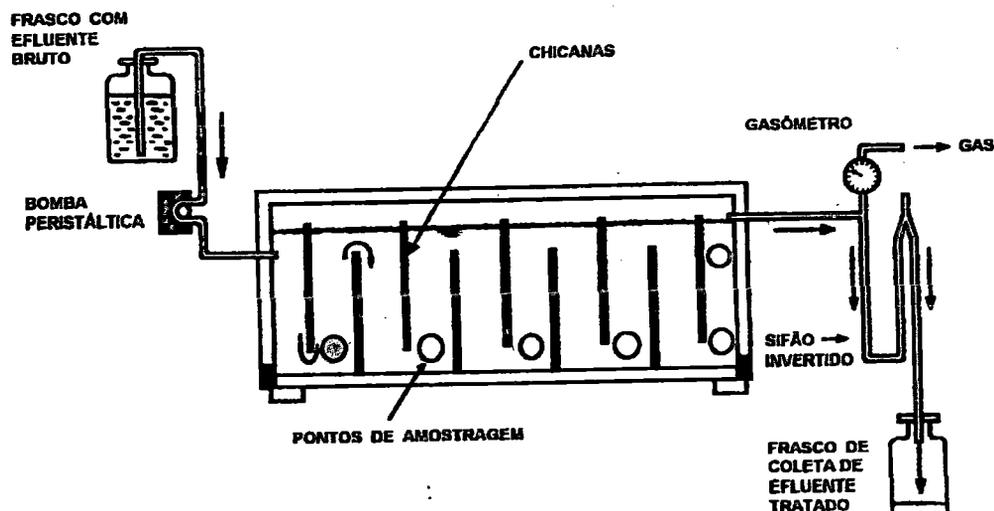


Figura 3.1 - Primeira concepção do reator anaeróbico compartimentado estudado por BACHMANN *et al.* (1982), figura adaptada por NOUR (1996).

O concepção inicial foi então modificada, sendo ampliada para 6,3 L de volume, e tendo as câmaras com escoamento descendente estreitadas, e as ascendentes ampliadas para melhorar a coleta de amostras de lodo. Os anteparos verticais tiveram suas extremidades inclinadas para facilitar o escoamento e os pontos de coleta de amostras passaram a ter um maior número. Introduziram recirculação do efluente para minimizar problemas com ácidos voláteis (havia necessidade de adição de bicarbonato de sódio) no início do reator e redução da espuma formada no topo da unidade. Desta forma esperava-se aumentar as cargas orgânicas aplicadas no reator, e ainda obter-se melhores resultados de eficiência (Figura 3.2).

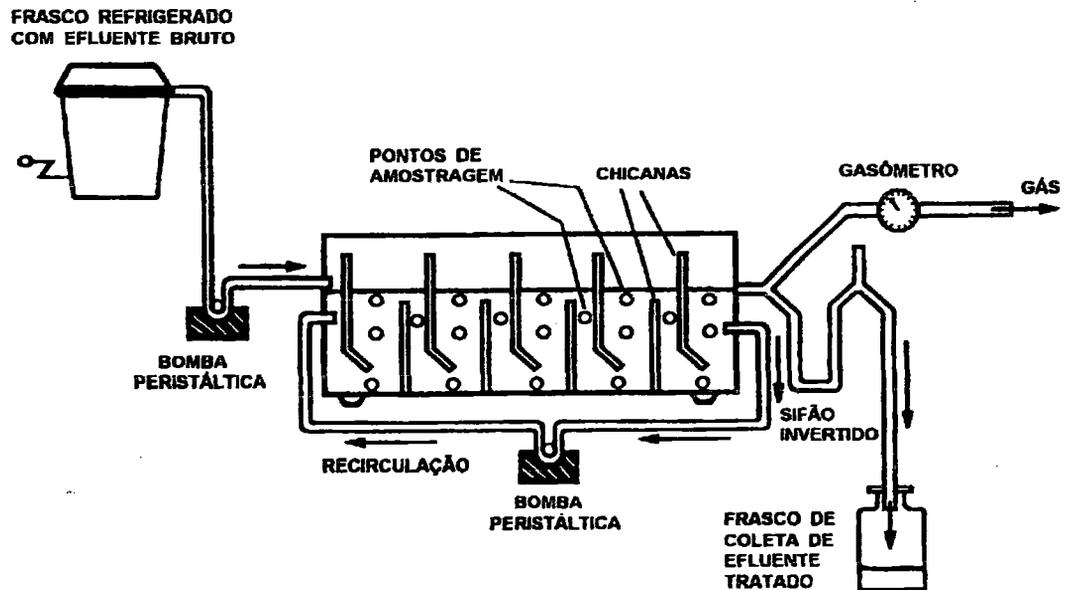


Figura 3.2 - Reator anaeróbio compartimentado modificado por BACHMANN *et al.* (1982) figura adaptada por NOUR (1996).

Os principais resultados obtidos, utilizando-se quase todas as condições do experimento anterior, encontram-se na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 - Resultados obtidos com o reator compartimentado modificado.

Parâmetros	Ensaio			
	1	2	3	4
DQO (g/L)	7,3	7,6	8,1	8,3
Carga Hidráulica ( $m^3/m^3.d$ )	0,5	1,1	1,1	1,3
Recirculação ( $m^3/m^3$ )	0,0	0,4	2,3	2,0
Carga Orgânica ( $kgDQO/m^3.d$ )	3,5	8,3	9,0	10,6
Eficiência na Remoção de DQO (%)	90	82	78	91
Taxa de Produção de Gás ( $m^3/m^3.d$ )	2,3	4,5	4,3	6,9
Porcentagem de Metano (%)	70	56	56	53
Ácidos Voláteis no efluente (g/L)	0,34	0,80	0,7	0,40

Fonte: BACHMANN *et al.* (1982)

Os autores concluíram que o reator anaeróbio compartimentado tem a vantagem de promover a retenção de biomassa de maneira simples, evitando custos com material de enchimento e possuem elevada estabilidade e recuperação.

Algumas outras vantagens deste tipo de reator encontradas na bibliografia, (BACHMANN *et al.* 1985; GROBICKI e STUCKEY, 1988, 1989, 1992.), são apresentadas a seguir: não há necessidade de equipamentos como agitadores; adotam-se pequenas profundidades para o reator; não há necessidade de dispositivos de separação gás/líquido/sólido; devido à sua configuração o arraste de microrganismos é reduzido sendo favorecida a formação de grânulos; possuem tempo de detenção hidráulico relativamente baixo; podem ser operados durante longos períodos de tempo sem descarte de lodo; suportam despejos com altas e baixas concentrações de DBO; pode haver possibilidade de separação de fases (POVINELLI, 1994).

BACHMANN *et al.* (1985), publicaram sobre desempenho do reator compartimentado estudado para tratamento de água residuária sintética de DQO média de 8000mg/L. O reator foi operado durante 392 dias, continha 13 L e 5 compartimentos. A carga orgânica variou de 2,5 a 36,2 gDQO/L.dia para tempos de detenção hidráulicos de 71 a 4,8h respectivamente, se mostrando promissor, tendo como resultado, reduções de DQO da ordem de 93% para TDH maiores e até 55% para TDH menores. Os autores descrevem que este reator apresenta elevada estabilidade e recuperação ao processo biológico, e suporta altas cargas orgânicas, além de possuir boa produção de gás (até 6 L de gás/L de reator). Também foi verificada a facilidade na operação, não sendo exigidos complicados dispositivos para separação de gases e sólidos produzidos, além de dificultar o arraste de sólidos.

BOOPATHY *et al.* (1988), estudaram o comportamento de um reator com concepção semelhante à proposta por BACHMANN *et al.* (1985) para o tratamento de água residuária de destilaria de uísque. O reator foi inoculado com esterco bovino, e foi operado sob temperatura média de 30 °C e taxas de 2,2; 2,58 e 3,46 gDQO/L.dia. O tempo de detenção hidráulico utilizado foi de 15 dias e o tempo total de operação do reator

chegou a 210 dias. A DQO média afluente era de 51,6 g/L e o pH 4,1, e este era mantido no reator na faixa de 7,2 a 8,1.

Os autores verificaram remoção de sólidos totais média de 80%, DQO máxima de 90% e DQO de amostra filtrada máxima de 91%. A partida do reator foi atribuída ao 90º dia. A produção de gás variou de 7 L de gás por dia no início do experimento a 20 L de gás por dia no final, sendo que a porcentagem de metano neste gás variava de 65 a 75%. O reator chegou a produzir até 4 vezes o seu volume em gás por dia.

Na Inglaterra, GROBICKI e STUCKEY (1988), pesquisaram reatores compartimentados nos quais estudaram o desempenho de uma instalação, com volume de 10 L, composta de 8 compartimentos, e operada tratando substrato sintético com DQO de 4 g/L (cuja principal fonte de carbono era a sacarose), inoculado com lodo de esgoto. A carga orgânica aplicada foi de 4,8 kg/m<sup>3</sup> dia para TDH de 20 h, obtendo-se remoção de DQO de 98 a 99%. O processo se apresentou bastante estável e eficiente, até mesmo quando submetido a cargas de choque. Constatou-se que nos dois primeiros compartimentos havia predomínio de formiato, sendo que nos dois últimos predominava o propionato.

No ano seguinte, GROBICKI & STUCKEY (1989) verificaram que a formação do formiato no interior do reator compartimentado poderia ser um bom parâmetro de controle da estabilidade do sistema. Utilizaram um reator de 10 L e 16 compartimentos, o mesmo substrato do experimento de GROBICKI E STUCKEY (1988) e obtiveram 99% de remoção de DQO. Os autores verificaram que após choque no sistema (0,5 L/h e 4,8 Kg/m<sup>3</sup>.d para 10 L/h e 96 kg/m<sup>3</sup>.d), ocorria produção muito levada de formiato, que desaparecia rapidamente após cessado o choque.

Na Colômbia, OROZCO (1988) obteve dados de reator anaeróbio compartimentado funcionando a baixas temperaturas (13 a 16°C), durante 24 meses. O reator de 75 L e 11 compartimentos e com recheio granular de alta porosidade foi operado tratando substrato artificial semelhante ao esgoto sanitário (cuja principal fonte de carbono era a sacarose e com DQO média de 473 mg/L), a um tempo de detenção de 6,8 a 11,02 h e

a DQO removida foi de 84,3 a 92,5%. Posteriormente, para esgoto sanitário, o tempo de detenção foi mantido de 9 a 12 h, o reator não foi inoculado, obtendo-se eficiência média de remoção de DQO de 75,6%. Para o esgoto, a DQO afluyente variou de 344 a 500 mg/L e o pH médio foi 6,8. Houve granulação com TDH mínimo de 12 h e velocidade ascensional de 0,25 m/h (grânulos de 1,5 a 5,4 mm de diâmetro para esgoto sintético e de 2 mm de diâmetro, para esgoto sanitário), e observou-se também que a atividade específica máxima ocorria nas câmaras de 1 a 7 (1,43 g CH<sub>4</sub>-DQO/m<sup>3</sup>), sendo menor nas câmaras de 8 a 11 (0,72 g CH<sub>4</sub>-DQO/m<sup>3</sup>), observando-se que os tempos não foram apresentados no trabalho.

XIUSHAN *et al.* (1988) estudaram, na Itália, a microbiologia em reator anaeróbio compartimentado híbrido (com meio suporte tipo "pall rings" na parte superior das câmaras) à uma temperatura de 37 °C. Foi utilizado reator de 165 L, de três compartimentos com recheio sintético e um sedimentador (para recirculação do lodo até a primeira câmara), sendo que o resíduo empregado foi o melaço. A composição média das fontes de DQO foi de 55% de acetato, 25% de etanol, 10% de butirato, 3% de propionato e 7% de outros alcoois. A DQO variou de 5000 a 10000 mg/L e o pH era de 3,5, sendo corrigido para 5,0 a 5,2 com adição de hidróxido de sódio. A carga aplicada variava de 4,33 a 28 kgDQO/m<sup>3</sup> dia e a remoção de DQO chegou a 98%. A partida se estendeu por aproximadamente 40 dias e houve a adição de inóculo (34% do volume útil total do reator). O inóculo era composto por lodo de esgoto (7,21 gSSV/L) e lodo de biodigestor alimentado com esterco bovino (4,11 gSSV/L). Um mês após a partida do reator começou a ocorrer granulação e os grânulos tinham entre 0,3 a 1,5 mm de diâmetro, mas a predominância era de lodo flocculento. A produção de gás, após 110 dias de início de operação, era, na 1.<sup>a</sup> câmara, de 70% da produção de todo metano (com 75% de metano na constituição do gás) do reator, sendo que esta possuía apenas 10% dos SSV no mesmo, com atividade metanogênica de 4 gDQO-CH<sub>4</sub>/gSSV.dia. Neste trabalho o autor utilizou microscopia eletrônica de varredura, encontrando nos grânulos, bactérias metanogênicas do gênero *Methanosarcina sp* e *Methanosaeta sp*.

BOOPATHY e TILCHE (1991), utilizando reator semelhante ao citado em XIUSHAN *et al.* (1988), pesquisaram seu desempenho utilizando como substrato álcool de açúcar de beterraba inoculado com lodo de esgoto e depois alimentado com melaço. Nesse reator foram aplicadas taxas de até 20 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia. Obteve-se remoção de DQO de 70%, em média. Constatou-se que 70% de toda produção de gás do reator provinha da 1.<sup>a</sup> câmara, e houve granulação nos primeiros 30 dias de operação (grânulos de 0,5 mm de diâmetro). A produção de gás variou de 4 L/dia no início do experimento até 741 L/dia, no final da pesquisa, que no total se estendeu por 120 dias. A produção elevada de gás na 1.<sup>a</sup> câmara provocava o arraste do lodo desta câmara. Na primeira câmara ocorreu a predominância de espécie de bactérias do gênero *Methanosarcina sp*, e na segunda e terceira câmaras, foi observada a ocorrência de bactérias do gênero *Methanosaeta sp* com longos filamentos em grânulos, que apresentavam maior sedimentabilidade. Havia também a presença de uma mistura de vários gêneros de bactérias, morfológicamente semelhantes a *Methanococcus*, *Methanobrevibacter sp* e *Desulfovibrio sp*.

POVINELLI (1994) pesquisou a partida e hidrodinâmica do reator anaeróbio compartimentado de 11 m<sup>3</sup>, em questão, tratando esgoto sanitário, operado com tempo de detenção hidráulica média de 12 h.(Figura 3.3)

Os principais resultados da pesquisa foram satisfatórios, verificando-se na etapa final, remoção média de DQO e de SSV de 50%, e, DBO, de 70%, observando-se que não houve inoculação na partida do reator. Não houve remoção considerável de nutrientes, como nitrogênio e fósforo e observou-se em testes de hidrodinâmica a presença de espaços mortos, recirculação interna em intensidade média, e tendência ao escoamento pistonado.

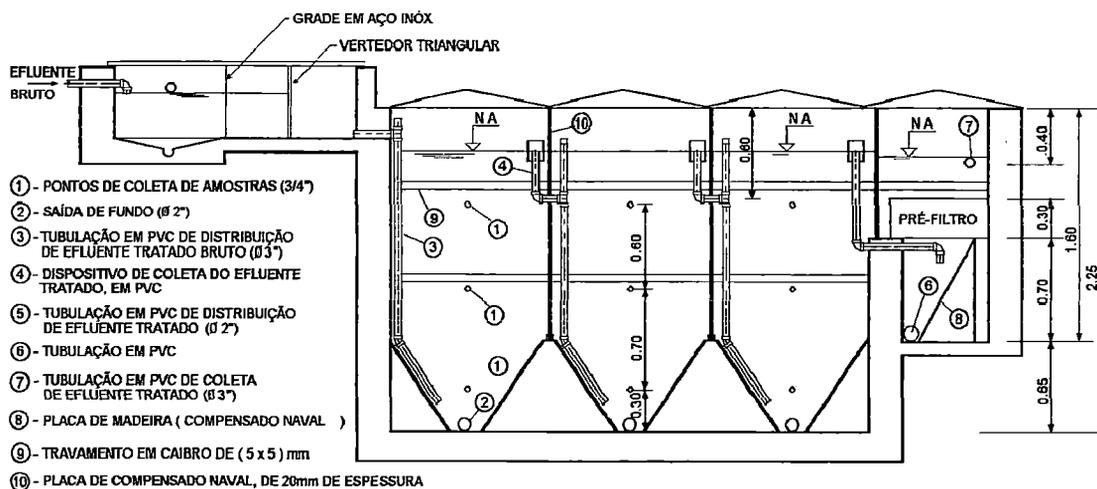


Figura 3.3- Reator Anaeróbico Compartimentado

FONTE : POVINELLI (1994)

Posteriormente, NOUR (1996) operou o mesmo reator descrito em POVINELLI (1994) e chegou às seguintes conclusões principais:

- A partida ocorreu sem adição de inóculo, e o lodo produziu mantas de pequena espessura que propiciaram boa remoção de carga orgânica; recomendou-se a inoculação da unidade para melhorar o rendimento;
- Os valores de remoção se mantiveram próximos aos descritos por POVINELLI (1994);
- As velocidades ascensionais sempre foram mantidas acima de 0,3 m/h; valor recomendado para granulação do lodo;
- Houve flotação do lodo, com formação de espuma na primeira câmara do reator;
- Verificou-se a presença de grânulos consistentes de aproximadamente 1mm em todas as câmaras do reator;
- Para a determinação da atividade metanogênica, a utilização de um coquetel de ácidos orgânicos como substrato não se mostrou satisfatória. Para os ácidos utilizados individualmente o acetado proporcionou os melhores resultados. Constatou-se que não houve diferenças entre os resultados dos

frascos de controle e os dos frascos com adição de esgoto sanitário. É necessário que se encontre uma relação ótima entre as quantidades de SSV presente no lodo e a quantidade de ácidos orgânicos aplicados.

A seguir, na Tabela 3.2 são apresentados os resultados de alguns trabalhos realizados utilizando-se reatores anaeróbios compartimentados.

### **3.2. BIOMASSA EM REATORES ANAERÓBIOS**

Na atualidade, vários centros de pesquisa do Brasil, na área de saneamento, dedicam parte de suas pesquisas aos sistemas e processo anaeróbio. Estes estudos têm a finalidade de dar credibilidade e confiabilidade a reatores já implantados em todo o país, em funcionamento ou em fase de partida, e de acrescentar novas contribuições ao conhecimento sobre reatores a serem ainda projetados.

Tem-se na Escola de Engenharia de São Carlos – USP – São Carlos - SP, estudos realizados em quatro tipos de reatores anaeróbios, principalmente: o reator anaeróbio de leito fluidificado, o reator anaeróbio de manta de lodo, o reator anaeróbio compartimentado e o reator anaeróbio horizontal de leito fixo.

As pesquisas enfocaram inicialmente operação e avaliação da eficiência dos reatores, passando com o tempo a se verificar uma constante necessidade de aprofundamento no processo. Atualmente esta necessidade se baseia principalmente no estudo da formação, desenvolvimento e participação no processo de película ou grânulo biológico presente nos reatores anaeróbios.

Os trabalhos referentes aos estudos da biomassa, se iniciaram no Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos - USP com a pesquisa de CAMPOS (1989) que trabalhou em um sistema de três reatores de filme fixo em série. Uma das unidades utilizadas foi um reator anaeróbio de leito fluidificado, cuja concepção foi adaptada de um reator pesquisado por JERIS et al. (1974). Esse reator tinha leito com

Tabela 3.2 – Pesquisas realizadas com reatores anaeróbios compartimentados

AUTOR	Volume do Reator	Nº de Compartimentos	Temperatura	TDH	Substrato	Inoculação	Taxa Aplicada	Dias de Operação	Remoção de DQO	Produção de Gás	pH
Bachmann et al. (1982)	6,3 L	5	35 °C	-	Mistura de proteínas e carboidratos DQO 7,3 a 8,3 g/L	Lodo de esgoto	3,5 a 10,6 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	-	78 a 91%	2,3 a 6,9 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .d 53 a 70% CH <sub>4</sub>	6,7 a 7,4
Bachmann et al. (1985)	13 L	5	-	4,8 a 71 h	Água residual sintética DQO 8g/L	-	2,5 a 36,2 gDQO/L.d	392 d	55 a 93%	6 L.gás/Lreator	-
Boopathy et al. (1988)	13 L	5	30°C	15 d	Água residual de destilaria de uisque DQO 51,6 g/L	Esterco bovino	2,2 a 3,46 gDQO/L.d	210 d	Máxima 90%	7 a 20 L gás/d 65 a 75% CH <sub>4</sub>	7,2 a 8,1
Grobicki e Stuckey (1988)	10 L	8	-	20 h	Substrato sintético 4g/L (sacarose)	Lodo de esgoto	4,8 kg/m <sup>3</sup> /d	-	98 a 99%	-	-
Grobicki e Stuckey (1989)	10 L	16	-	-	Substrato sintético 4g/L (sacarose)	Lodo de esgoto	4,8 kg/m <sup>3</sup> /d	-	99%	-	-
Orozco (1988)	75 L	11	13 a 16 °C	6,8 a 11,02 h	Substrato sintético DQO 473 mg/L (sacarose)	-	-	24 meses	84,3 a 92,5%	-	-
Orozco (1988)	75 L	11	13 a 16 °C	9 a 12 h	Esgoto sanitário DQO 344 a 500mg/L	Sem inóculo	-	-	Média 75,6%	-	6,8
Xiushan et al (1988)	165 L	3 + sedimentador	37 °C	-	Melaço 5 a 10g/L	Lodo de esgoto + Esterco bovino	4,33 a 28 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	110 d	98%	75% CH <sub>4</sub>	5,0 a 5,2
Boopathy e Tiche (1991)	165 L	3 + sedimentador	-	-	Melaço e alcool de açúcar de beterraba	Lodo de esgoto	Até 20 kgDQO/m <sup>3</sup> .d	120 d	Média 70%	4 a 741 L/d	-
Povinelli (1994)	11 m <sup>3</sup>	3 + filtro	Média 24 °C	12 h	Esgoto sanitário	Sem inóculo	-	181 d	Média 50%	-	6,7 ± 3
Nour (1996)	11 m <sup>3</sup>	3 + filtro	23 a 27 °C	8 a 12 h	Esgoto sanitário	Sem inóculo	-	667 d	42,1 a 57,7%	-	6,5 a 6,9

material particulado, que permanecia constantemente fluidificado, no qual a aderência dos microrganismos ocorre junto a este material em forma de biofilme.

CAMPOS (1989) observou no início da parte experimental de sua pesquisa, biopartículas entre 55 e 49  $\mu\text{m}$  que chegaram a atingir tamanhos da ordem de 1,0 cm após três anos de operação do reator. Com os recursos disponíveis na época, em termos de microscopia, constatou a presença de bactérias metanogênicas no biofilme e também observou cavidades nas biopartículas devidas à dificuldade de penetração do substrato até camadas mais profundas o que provocava endogenia nas camadas mais internas. Verificou a aglomeração de vários grãos de areia cobertos por película biológica em uma só estrutura, devido ao crescimento desordenado da biomassa. Este crescimento foi atribuído à produção elevada de polissacarídeos pelas bactérias acidogênicas.

Continuando pesquisas em reator anaeróbio de leito fluidificado ARAÚJO (1995), utilizando-se de recursos bem mais modernos como microscopia eletrônica de varredura e outros, pôde estudar a biomassa com muito mais propriedade. Obteve conclusões importantes como, as que o material polimérico extracelular, não só participava da associação no biofilme, como também aumentava com o aumento da taxa de carregamento orgânico. A atividade metanogênica específica era maior no biofilme íntegro do que no biofilme macerado, o que denota a importância da organização populacional. Observou-se também a presença de bactérias metanogênicas do tipo *Methanosaeta*, *Methanobrevibacter*, *Methanococcalcs*, *Methanospirillum*, além das redutoras de sulfato, do gênero *Desulfovibrio*.

Os reatores de leito fluidificado/expandido, como já visto anteriormente, possuem a película biológica aderida a um meio suporte. Outros tipos de reatores pesquisados, com exceção do reator horizontal de leito fixo não possuem, no entanto, este suporte, apresentando sua biomassa ativa em leito de lodo na forma de material floculento e, principalmente, de grânulos.

O reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) que foi longamente pesquisado no final da década de setenta e início da década de oitenta, por LETTINGA *et*

*al.*(1980), é concebido de forma que os despejos em fluxo ascendente, percorrem regiões de elevada concentração de microrganismos ativos que ficam retidos nas camadas mais próximas do fundo do reator, o que propicia a formação dos grânulos.

Pesquisas realizadas no Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC - USP estudaram os grânulos de reatores UASB. SOUSA (1996) utilizou reator anaeróbio tratando esgoto sanitário sintético, constatando, através de microscopia eletrônica de varredura, a presença de bactérias metanogênicas principalmente do tipo *Methanotrix*. Este mesmo autor realizou outras análises, nas quais detectou a presença de vários minerais, sendo que, particularmente no seu caso, houve precipitação de fósforo nos grânulos, devido à uma concentração exagerada de ferro no substrato, provocando a precipitação em um composto denominado vivianita que contém ferro e fósforo. A pesquisa de OLIVEIRA (1997), utilizando reator UASB, tratando resíduo de suinocultura também constatou a presença de *Methanosaeta* nos grânulos e a deposição de minerais em forma de cristais nos mesmos.

O reator a ser utilizado na presente pesquisa também se trata de reator anaeróbio de manta de lodo, só que com concepção diferente da do reator tipo UASB, possuindo compartimentos em série. É constituído de câmaras com chicanas verticais, localizadas de maneira tal que obrigam a água residuária afluenta a escoar ora ascendente, ora descendente, atravessando regiões de elevada concentração de biomassa ativa que se forma junto ao fundo do reator.

Como em vários outros tipos de reatores anaeróbios, é necessário que se realizem estudos mais aprofundados relacionados às biopartículas no reator anaeróbio compartimentado. Estes estudos devem visar principalmente observar a distribuição das bactérias nas diversas câmaras, a formação de polímeros extracelulares na biomassa, a atividade metanogênica das bactérias além de outros fatores.

### 3.2.1. AGREGAÇÃO

O biofilme é definido como um agrupamento de microrganismos e seus produtos extracelulares ligados a uma superfície inerte e biológica. Esta acumulação de microrganismos é resultado de grande número de fenômenos físicos e biológicos. Os biofilmes são as formas de maior sucesso da vida microbiana organizada, e são capazes de se adaptar a condições ambientais extremas, tais como variações de temperatura entre 12 e 110 °C, pH entre 0,5 e 13,0. Eles são heterogêneos no espaço e no tempo. São constituídos essencialmente por água (79 a 95%) e polímeros extracelulares, que contribuem com 70 a 95% da matéria orgânica na massa seca do biofilme. Os polímeros extracelulares são constituídos essencialmente por polissacarídeos e proteínas e sua principal função é manter as bactérias em seu habitat natural proporcionando aderência, coesão e integridade estrutural (FLEMMING, 1993).

De acordo com GEHR *et al.* (1983) *apud* JUDICE (1991) pode ser considerado material extracelular aquele que pode ser removido de culturas mistas (lodo de tratamento biológico de águas residuárias e de culturas puras) sem causar ruptura celular, de maneira que a biomassa continue viável. Tem-se, portanto, alguns tipos de material extracelular: material capsular (fica aderido às células), gel (fica aderido ou mesmo solto ao redor das células, envolvendo-as) e bainha das células (*Methanosaeta*)

McKINNEY (1952) *apud* JUDICE (*op cit*) afirmou que o material extracelular é formado por polissacarídeos de alto peso molecular, contendo grupos ácidos, acetil e amina em quantidades variáveis. Já WASHINGTON *et al.* (1962) *apud* JUDICE (*op cit*) verificaram que o material extracelular formado em um sistema de lodos ativados apresentou composição média 47 a 56% de polissacarídeos, 39 a 47% de proteínas e 3 a 8% de lipídeos.

Referente aos estudos em reatores anaeróbios de leito fluidificado ARAÚJO (1995) concluiu que, com o aumento da taxa de carregamento orgânico há um aumento na produção de polímeros, atingindo valores desde 200 mg/l até 3300 mg/l dos mesmos. Com

o aumento na matriz polimérica e crescimento da biomassa, o biofilme aumentou e verificou-se o aparecimento de aglomerados.

A fenomenologia da acumulação e aderência de microrganismos pode ser subdividida em três etapas: (a) adsorção de microrganismo, etapa reversível, na qual a natureza do suporte, a superfície dos microrganismos e o meio ambiente tem grande importância; (b) fixação irreversível, durante a qual intervêm os polímeros extracelulares que exercem um papel fundamental na ligação entre as superfícies; (c) colonização da superfície do sólido ligada ao crescimento e à multiplicação dos microrganismos aderidos, acompanhada dos constituintes do biofilme (TAVARES, 1992).

Até agora comentou-se sobre os processos de agregação, após esta fase pode-se encontrar uma estrutura bem definida e com funções próprias que em alguns casos é apenas uma película e em outros casos, um grânulo.

As principais pesquisas recentes, relacionadas com a distribuição de camadas nos grânulos são as de GUIOT et al. (1991) e RITTMANN *et al.* (1991), que consideram o grânulo como um consórcio estruturado, no qual existem associações de bactérias sintróficas, tendo uma capa externa e uma intermediária com predominância de acidogênicas produtoras  $H_2$  e de utilizadoras de hidrogênio, e um núcleo acetoclástico. O substrato que alimenta o reator move-se desde o líquido até a superfície do grânulo por transporte de massa, sendo difundido ao interior, onde é transformado em propionato, acetato, hidrogênio e  $CO_2$ , etc. Em resposta a diferentes níveis de turbulência, o propionato, o acetato e o hidrogênio são transportados uma parte para o líquido e outra é difundida de forma decrescente ao centro do grânulo.

Os principais fatores que afetam a agregação estão descritos por ATKINSON e DAOUD (1976) na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 - Fatores que afetam a agregação microbiana

Microbiológicos	Ambientais		
	Físicos	Químicos	Biológicos
*parede celular *genética *taxa de crescimento *nutrição *idade do lodo	*propriedade hidrodinâmicas taxa de diluição fermentação tempo de agitação viscosidade *fenômenos interfaciais bolhas de gás sólidos suspensos *propriedades iônicas solventes orgânicos pH, íons	Agentes quelantes Taxa C/N Enzimas Ferrocianeto Substâncias nitrogenadas Óleos Açúcares Metais traço Cálcio	Presença de outros organismos ou interferentes

FONTE : ATKINSON e DAOUD (1976)

### 3.3. HIDRODINÂMICA E CINÉTICA EM REATORES ANAERÓBIOS

#### 3.3.1. ESTUDO HIDRODINÂMICO COM TRAÇADORES

O escoamento é fator muito importante no desempenho dos reatores, assim como no desenvolvimento dos microrganismos. Para o caso do reator compartimentado, o direcionamento do escoamento permite ao afluente passar várias vezes por regiões com microrganismos ativos, permitindo-se maior degradação da matéria orgânica. Como o reator anaeróbio compartimentado é um sistema relativamente novo, verificou-se a necessidade de estudos com traçadores para que se pudesse conhecer as características reais da hidrodinâmica da unidade.

VAN HAANDEL e LETTINGA (1992), consideram que o principal objetivo do estudo com traçadores é a determinação da distribuição do tempo de permanência à partir do que pode-se obter o grau de mistura no reator e a fração do volume morto. O

comportamento hidrodinâmico pode ser verificado quando o reator contiver resíduo, mas também pode ser realizado para estudo preliminar com o reator cheio de água. O tempo de permanência durante o ensaio deve ser o mesmo que será utilizado na pesquisa a se efetuar. O traçador deve ser adicionado na entrada do reator, e sua concentração deve ser medida a intervalos regulares na saída. Segundo estes mesmos autores, o grau de mistura num reator qualquer está situado entre as condições teóricas de escoamento em pistão e de mistura completa.

Os traçadores mais utilizados atualmente nas pesquisas na área de saneamento englobam eletrólitos, isótopos radioativos, metais e compostos fluorescentes.

Para o caso de medidas em que o meio é a água, pode-se utilizar composto fluorescente, cuja detecção pode ser efetuada por técnica relativamente simples descrita por WILSON et al. (1986), além de boa recuperação na saída do reator.

Quando se utilizam reatores biológicos, costuma-se empregar cloreto de lítio, que não é adsorvido nem absorvido pelos sólidos, não interfere nos processos biológicos, além de ser facilmente detectado por espectrofotometria de absorção atômica, como foi empregado em GROBICKI e STUCKEY (1992).

DE NARDI (1997) efetuou testes de estímulo e resposta com vários tipos de traçadores para avaliar sua influência em Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo.

Os traçadores testados foram o azul de bromofenol, dextrana azul, eosina y, mordente violeta, rodamina wt e verde de bromocresol.

Foram construídas curvas de Distribuição do Tempo de Residência (DTR) experimentais e ajustados modelos matemáticos uniparamétricos de dispersão de pequena intensidade, dispersão de grande intensidade (recipiente aberto) e tanques em série. Também foram calculados os coeficientes de correlação para cada caso.

Com exceção da curva que utilizou dextrana azul, todas as outras curvas de DTR apresentaram longas caudas, demonstrando decaimento lento da concentração de traçador na saída do reator.

Os melhores resultados dos coeficientes de correlação dos modelos foram obtidos para a dextrana azul e rodamina wt e apresentam-se a seguir na Tabela 3.4.

Tabela 3.4 - Valores dos coeficientes de correlação para os traçadores utilizados para vários modelos matemáticos.

Traçador	Dispersão de Pequena Intensidade	Dispersão de Grande Intensidade	Tanques em Série
Dextrana Azul	0,952	0,960	0,976
Rodamina WT	0,819	0,855	0,897
Mordente Violeta	0,814	0,853	0,889
Azul de Bromofenol	0,739	0,804	0,816
Eosina Y	0,614	0,707	0,698
Verde de Bromocresol	0,417	0,420	0,645

Fonte: DE NARDI (1997)

Em relação aos modelos matemáticos, aquele que melhor se ajustou aos dados experimentais foi o dos tanques em série. DE NARDI (1997) infere que conhecendo-se as limitações dos sistemas o método pode fornecer subsídios para a escolha inicial de parâmetros de projeto (ex: tempo de residência hidráulica).

- **Escoamento Não Ideal**

No escoamento não ideal pode haver formação de canais e recirculação de fluido, propiciando a existência de regiões estagnantes no reator. Estes fatores causarão problemas ligados ao aumento de escala. Desta forma pode-se dizer que reatores que possuem este tipo de escoamento estão inseridos na não idealidade.

Para estes sistemas o tempo de residência do fluido que está escoando deve ser avaliado através de testes de estímulo-resposta, ou melhor, algo que cause perturbação do sistema.

Existem três tipos principais de curvas obtidas para estímulo-resposta: curva geral para distribuição da idade do fluido que deixa um recipiente ou distribuição do tempo de residência (E), curva para entrada do traçador em degrau (F) e para entrada em pulso (C). As propriedades destas curvas para vários escoamentos podem ser verificadas na Figura 3.4.

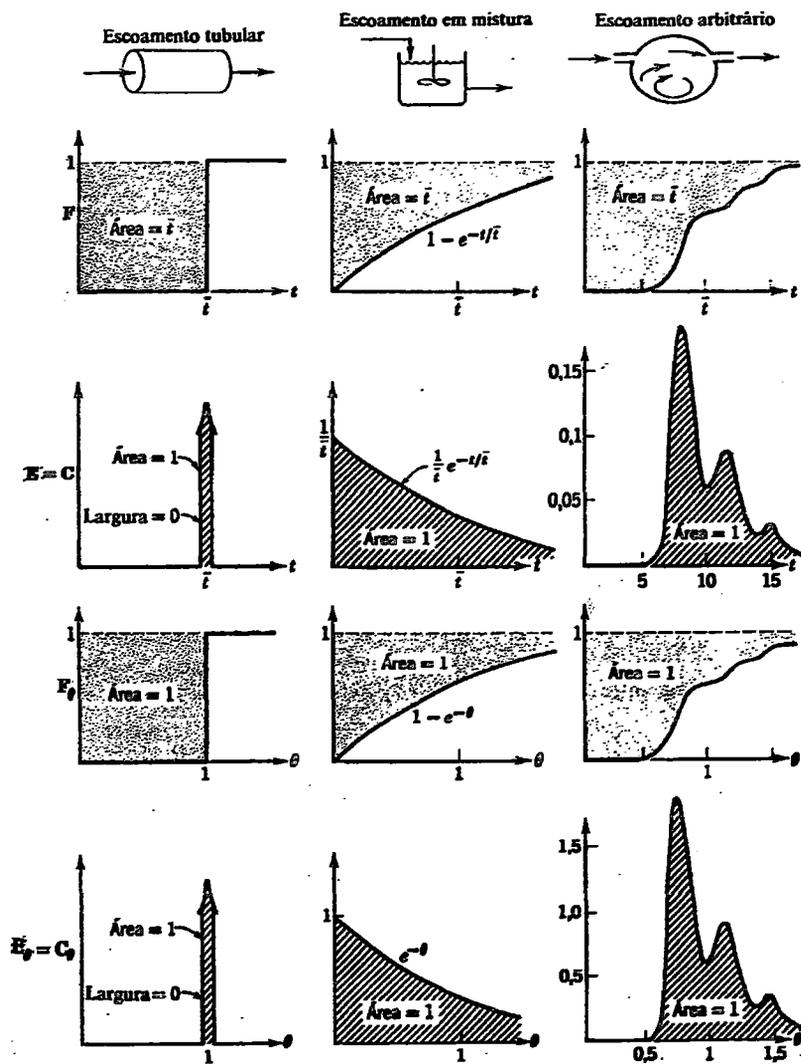


Figura 3.4 -Propriedades das curvas E, C e F para vários escoamentos

Fonte: LEVENSPIEL (1974)

### Média e Variância

A média é o valor médio ou a centróide da distribuição (curva C em função de t).

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} t \cdot C dt}{\int_0^{\infty} C dt} \quad (3.1)$$

$$\bar{t} = \frac{V_T}{Q} \quad (3.2)$$

em que:

$\bar{t}$  : tempo de residência médio [T]

$V_T$  : volume total líquido no sistema [L]<sup>3</sup>

$Q$  : vazão volumétrica de líquido [L]<sup>3</sup>.[T]

Na forma discreta tem-se:

$$\bar{t} = \frac{\sum t_i \cdot C_i \cdot \Delta t_i}{\sum C_i \cdot \Delta t_i} \quad (3.3)$$

A variância ( $\sigma^2$ ) mostra o quadrado da amplitude da distribuição.

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 \cdot C \cdot dt}{\int_0^{\infty} C \cdot dt} = \frac{\int_0^{\infty} t^2 \cdot C \cdot dt}{\int_0^{\infty} C \cdot dt} - \bar{t}^2 \quad (3.4)$$

Para valores discretos tem-se:

$$\sigma^2 \cong \frac{\sum (t - \bar{t})^2 \cdot C_i \cdot \Delta t_i}{\sum C_i \cdot \Delta t_i} = \frac{\sum t_i^2 \cdot C_i \cdot \Delta t_i}{\sum C_i \cdot \Delta t_i} - \bar{t}^2 \quad (3.5)$$

## Modelos para Escoamento Não Ideal

Pode-se assumir uma analogia entre a mistura no escoamento efetivo e um processo de difusão, para facilidade nos cálculos, utilizando-se as unidades de tempo adimensionais do tipo:  $\theta = t/\bar{t}$ ,  $C_\theta = \bar{t} \cdot C$ ,  $\sigma_\theta^2 = \sigma^2/\bar{t}^2$

### a) Modelo de Dispersão

Varia desde o escoamento tubular até o escoamento contínuo e uniforme (intermediário entre os dois tipos de escoamento).

Pode-se aplicar difusão molecular análoga à lei de Fick.

$$\frac{dC}{dt} = D \frac{d^2C}{dx^2} \quad (3.6)$$

D : Coeficiente de difusão molecular

Na forma adimensional  $z = x/L$ ,  $\theta = t/\bar{t} = t \cdot u/l$

$$\frac{dC}{d\theta} = \left( \frac{D}{u \cdot L} \right) \frac{d^2C}{dz^2} - \frac{dC}{dz} \quad (3.7)$$

na qual  $\frac{D}{u \cdot L} = n.^\circ$  de dispersão do recipiente (dispersão axial)

$\frac{D}{u \cdot L} \rightarrow 0$  dispersão desprezível com escoamento tubular

$\frac{D}{u \cdot L} \rightarrow \infty$  grande dispersão com escoamento em mistura

### Modelo da Dispersão de Pequena Intensidade

$\frac{D}{u \cdot L}$  pequeno

A curva do traçador não muda sua forma significativamente.

$$C_{\theta} = \frac{1}{2\sqrt{\pi(D/u \cdot L)}} \exp\left[-\frac{(1-\theta)^2}{4(D/u \cdot L)}\right] \quad (3.8)$$

$$\bar{\theta}_c = \frac{\bar{t}_c}{t} = 1 \quad (3.9)$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2\left(\frac{D}{u \cdot L}\right) \quad \text{ou} \quad \sigma^2 = 2\left(\frac{D \cdot L}{u^3}\right) \quad (3.10)$$

$$\frac{D \cdot L}{u^3} = \frac{\sigma^2}{2}$$

### Modelo de Dispersão de Grande Intensidade

$\frac{D}{u \cdot L}$  maior

A curva do traçador modifica a forma significativamente durante o tempo de registro (curva medida não é simétrica e apresenta cauda).

- recipiente fechado:

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2\left(\frac{D}{u \cdot L}\right) - 2\left(\frac{D}{u \cdot L}\right)^2 (1 - e^{-u \cdot L/D}) \quad (3.11)$$

- recipiente aberto

$$C_{\theta} = \frac{1}{2\sqrt{\pi\theta(D/u \cdot L)}} \exp\left[-\frac{(1-\theta)^2}{4\theta(D/u \cdot L)}\right] \quad (3.12)$$

$$\theta_c = 1 + 2\frac{D}{u \cdot L} \quad (3.13)$$

$$\sigma^2 = 2\left(\frac{D}{u \cdot L}\right) + 8\left(\frac{D}{u \cdot L}\right)^2 \quad (3.14)$$

Para entrada instantânea de traçador tem-se:

$$\Delta\sigma_{\theta}^2 = 2 \frac{D}{u \cdot L} \quad (3.15)$$

### b) Modelo de Reatores de Mistura Completa em Série

Modelo de parâmetro unitário usado para representar escoamento não - ideal.

Esse modelo apresenta problemas de condições de contorno, mas o método de injeção dos traçadores e as medidas dos mesmos não interferem nas curvas de DTR.

$$\bar{t}_i \cdot C = e^{-t/t_i} \quad N = 1 \quad (3.16)$$

$$\bar{t}_i \cdot C = \left(\frac{t}{t_i}\right)^{N-1} \frac{1}{(N-1)!} \cdot e^{-t/t_i} \quad N = N \quad (3.17)$$

$$C_{\theta} = (N \cdot \bar{t}_i) C = \frac{N(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} \cdot e^{-N\theta} \quad (3.18)$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{1}{N} \quad (3.19)$$

N : número de reatores em série

Quanto maior o N, mais o escoamento se aproxima do tubular, e, quanto menor o N, mais se aproxima de condições de mistura completa

#### • Diagnóstico de Problemas Associados ao Escoamento nos Ensaio

Os principais indícios de que estão ocorrendo problemas de escoamento do sistemas estão relacionados a antecipação da saída do traçador em relação ao  $\theta$  (canalização do fluido e regiões de estagnação no reator), existência de vários picos na curva resposta (recirculação interna) e atraso na curva resposta em relação ao  $\theta$ .

Este último problema pode estar relacionado com erro na medida da vazão, erro no volume disponível para o fluido ou o traçador não é um material inerte.

Uma das fases mais importantes do estudo com traçadores é a interpretação dos resultados apresentados nas curvas. Um resumo bastante interessante sobre o assunto é encontrado em PIRES (1993) e que descreve:

“Atraso e adiantamento no valor médio da concentração: estes são os casos de diagnóstico mais simples, uma vez que apenas três situações podem provocar estas anomalias: vazão real diferente da estabelecida em projeto; existência de espaço morto, que provoca adiantamento na resposta e capacidade real do reator diferente da capacidade de projeto. Neste caso o primeiro passo a ser dado é verificar a vazão real e fazer correções no tempo de retenção médio, se necessário. Persistindo a diferença, para mais ou para menos deve ser verificada a capacidade real do reator e efetuadas as correções. Se persistir o adiantamento será uma clara indicação da existência de zonas mortas no reator. O atraso somente ocorrerá, feitas as correções da vazão e capacidade, se o traçador não for inerte.

Existência de caudas: em qualquer tipo de reator a existência de uma cauda na curva de resposta indica a ocorrência de espaços mortos. Nestes espaços o traçador pode ficar confinado e é lentamente transferido para o escoamento ou pode haver anomalia neste.

Picos na curva de resposta: os picos na curva de resposta indicam a ocorrência de escoamento paralelo, ou seja, canais preferenciais, ou a ocorrência de recirculação interna. Não é fácil a distinção entre um caso e outro. Se os caminhos paralelos forem poucos, um ou dois, então os picos também serão poucos, (apenas um ou dois) e neste caso, o diagnóstico é facilitado. Geralmente, nos casos de recirculação interna, aparecem diversos picos na curva de resposta, ou ainda pode acontecer o aparecimento de cauda acentuada”.

### • Estudos Hidrodinâmicos em Reatores Anaeróbios Compartimentados

GROBICKI e STUCKEY (1991) realizaram estudo das características hidrodinâmicas de reatores anaeróbios compartimentados, em que se pode observar os escoamentos através dos mesmos.

O ensaio foi realizado em quatro reatores com dimensões diferentes e número de compartimentos distintos, com aproximadamente 10 L cada. Os reatores 1; 2; 3 e 4 continham 4; 6; 8 e 8 compartimentos respectivamente. O tempo de detenção hidráulica nos ensaios variou de 1 a 80 h. Os ensaios tiveram 17 etapas nas quais se variavam os tempos de detenção hidráulica, as cargas e os reatores, em cada uma.

As etapas de 1 a 5 foram realizadas com os reatores 2 e 3 preenchidos com água e utilizando-se traçador fluorescente. Os tempos de detenção médios nesta 1.<sup>a</sup> série foram de 1 a 12 h.

Para a seqüência de etapas de 6 a 11 utilizaram-se os reatores 1 e 2, contendo biomassa com aproximadamente 6g DQO/L e os tempos de detenção de 20 a 80 h. Nesta 2.<sup>a</sup> série utilizou-se o cloreto de lítio como traçador.

Na 3.<sup>a</sup> série, nas etapas de 12 a 17 houve uma variação de biomassa em termos de DQO de 5,5 a 8,5 g/l para os reatores 3 e 4 com tempos de detenção de 5 a 20 h. O cloreto de lítio foi o traçador utilizado.

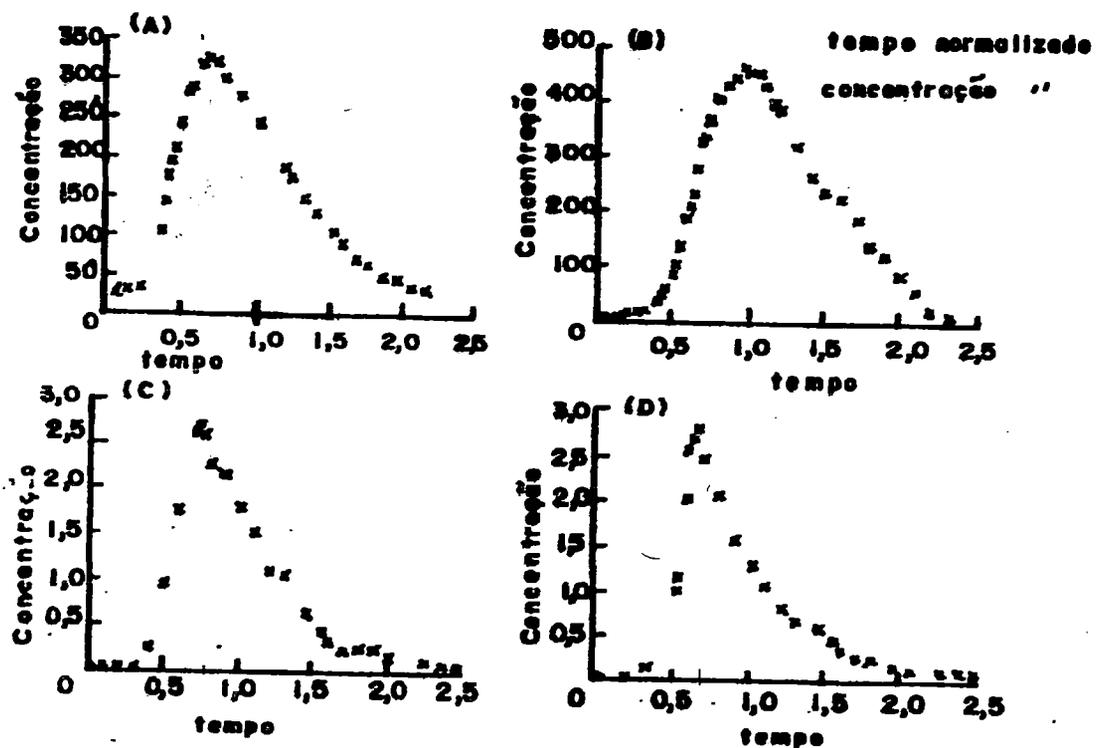
Os autores empregaram o modelo de LEVENSPIEL (1974) para analisar as curvas e encontrar a porcentagem de espaços mortos. Encontraram para a 1.<sup>a</sup> série de ensaios espaço morto no reator entre 1 e 8% e para as séries seguintes entre 7 e 20%.

As principais conclusões obtidas para o estudo hidrodinâmico do reator anaeróbio compartimentado foram: existe pouca mistura de um compartimento para outro; o reator funciona como uma série de reatores de mistura completa com pequeno espaço morto; (um número maior de compartimentos aproxima o reator do escoamento pistonado); o escoamento pistonado é mais fácil de ser obtido com tempos de detenção menores (menor que 20 h); o espaço morto do reator é pequeno quando comparado a outros tipos de

reatores, e pode ser dividido em espaço morto hidráulico que é função da vazão e do número de câmaras, e pode aumentar quando diminui o  $\theta$  e com maior número de compartimentos do reator e “espaço morto biológico” que é função da concentração da biomassa, da produção de gás e vazão e pode diminuir com a diminuição do  $\theta$ ;

Estas contradições indicam porque não houve correlação entre espaço morto e tempo de detenção hidráulica na pesquisa.

Esquemas dos resultados do estudo da hidrodinâmica de reatores compartimentados podem ser vistos na Figura 3.5.



- (A) Etapa 2, Reator 2,  $\theta_h = 5h$ , sem biomassa, 6 compartimentos  
 (B) Etapa 3, Reator 3,  $\theta_h = 5h$ , sem biomassa, 8 compartimentos  
 (C) Etapa 16, Reator 3,  $\theta_h = 5h$ , conc. biomassa 6,16g/L  
 (D) Etapa 17, Reator 4,  $\theta_h = 5h$ , conc. biomassa 8,50g/L

Figura 3.5 - Esquemas de resultados de estudo hidrodinâmico para reatores anaeróbios compartimentados.

Fonte: GROBICKI e STUCKEY (1991) adaptado por POVINELLI (1994)

A utilização de um número tão grande de câmaras pode influenciar de maneira negativa, contribuindo para o aumento no espaço morto do reator. Seria necessário o estudo de reatores com número menor de compartimentos.

POVINELLI (1994) estudou o comportamento hidrodinâmico de um reator anaeróbio compartimentado em escala piloto, com  $11\text{m}^3$  de volume útil e 3 câmaras em série seguidas por um filtro grosseiro de pedregulho.

Na fase inicial o reator foi completamente cheio com água. Foram utilizadas todas as câmaras e também o filtro. A água utilizada era proveniente da rede de abastecimento público. Foi utilizado traçador fluorescente, a Rodamina, que foi detectado, e medido com o auxílio de um Fluorímetro.

Foi utilizada aplicação pontual do traçador na entrada do reator e foram coletadas amostras no final das câmaras e também no final do filtro a cada 10 minutos para posterior análise.

Os testes foram realizados para tempos de detenção hidráulica teóricos de 6, 12 e 6 h, encontrando-se tempos reais de 5,2h com vazão de 0,58 L/s, 9,6h para vazão de 0,31 L/s e 5,1h para vazão de 0,60 L/s, respectivamente.

Após 6 meses de operação com esgoto sanitário foi realizado um ensaio hidrodinâmico, utilizando-se como traçador o cloreto de lítio. O tempo de detenção hidráulico empregado foi de 12h, para uma vazão aplicada de 0,25 L/s.

O cloreto de lítio foi introduzido na entrada do reator de forma pontual e foram coletadas amostras no final das câmaras e filtro a cada 15 minutos após a adição do traçador. As amostras foram lidas em espectrofotômetro de absorção atômica.

A Figura 3.6 mostra o comportamento do reator compartimentado, estudado por POVINELLI (1994), para tempos de detenção entre 5 e 12h, e utilizando-se rodamina e cloreto de lítio como traçadores para a água e o esgoto sanitário respectivamente.

Determinaram-se os centros de massa referentes às curvas apresentadas na Figura 3.6, e obtiveram-se subsídios valiosos para a análise qualitativa da hidrodinâmica do reator, como se observa na Tabela 3.5.

Tabela 3.5 - Parâmetros encontrados nos estudos com traçadores em reator anaeróbio compartimentado

	TESTE I	TESTE II	TESTE III	TESTE IV
$C/C_0$	0,500	0,484	0,572	0,854
$t/\theta_h$	0,816	0,600	0,761	0,888
$\theta_h$ (h)	5,2	5,1	9,6	12,0
Afluente	Água	Água	Água	Esgoto sanitário
Traçador	Rodamina	Rodamina	Rodamina	Cloreto de lítio

Fonte: POVINELLI (1994)

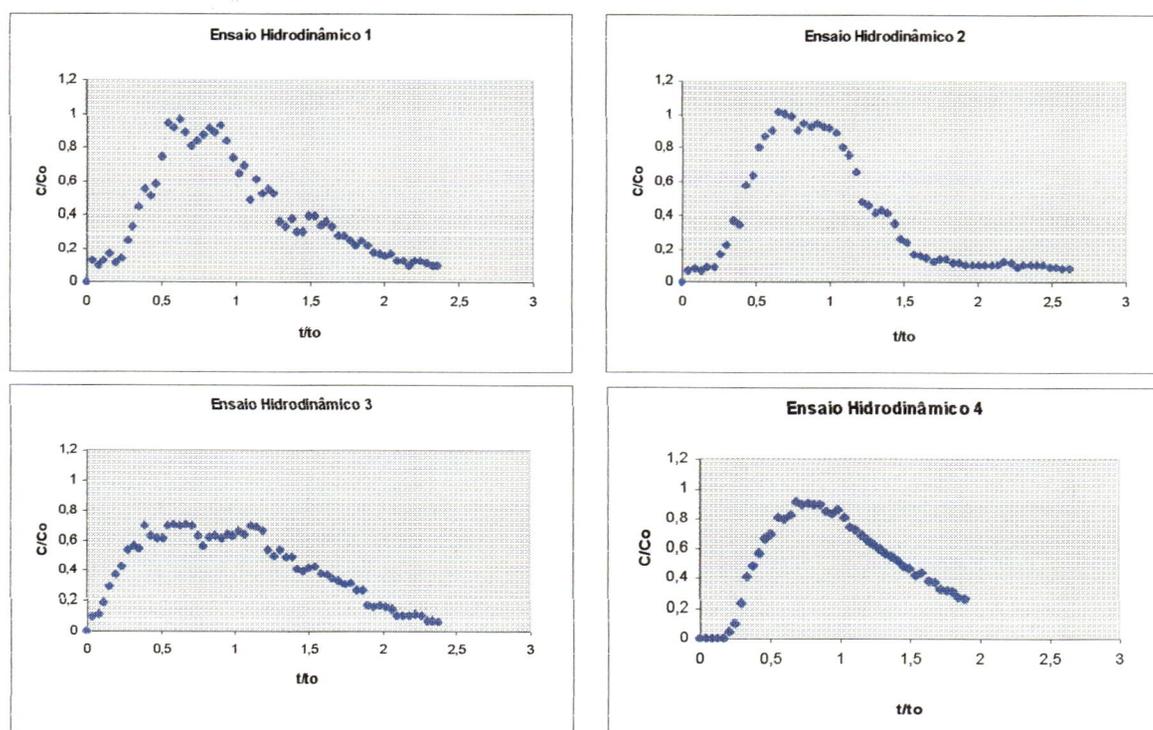


Figura 3.6 - Estudos hidrodinâmicos com traçadores em reator anaeróbio compartimentado.

Fonte: POVINELLI (1994)

De acordo com estes valores a autora concluiu que há um adiantamento nas curvas de estudo hidrodinâmico no valor médio da concentração que pode ser causado por uma capacidade real do reator diferente da capacidade de projeto, existência de espaço morto ou vazão real diferente da estabelecida em projeto.

A capacidade do reator foi comprovada e a vazão de entrada foi testada e controlada para os ensaios, o que levou a se concluir que há espaços mortos no reator.

Outra indicação da presença de espaço morto é a existência de caudas nas curvas de resposta dos ensaios hidrodinâmicos. Na Figura 3.6 está bem clara a existência de caudas, que só não são maiores pela interrupção dos testes a certa altura do dia.

No teste IV não se verifica a existência de cauda porque o teste hidrodinâmico teve de ser interrompido durante a madrugada, quando a vazão de esgoto na chegada do poço de sucção era praticamente desprezível. De outra maneira, seria de se esperar que a curva acompanhasse as demais e apresentasse uma cauda.

Nos ensaios realizados com água e rodamina como traçador pode-se observar a existência de vários picos na curva-resposta que podem ser atribuídos a escoamento paralelo ou a canais preferenciais e, também ocorrência de recirculação interna. Existem muitos picos na curva resposta, o que faz levar à conclusão da existência de recirculação interna no reator.

Na curva referente ao teste hidrodinâmico com esgoto sanitário, pode-se observar que quase não há a formação de picos, o que pode indicar que com a densidade de lodo e o tempo de operação do reator as condições hidrodinâmicas melhorem.

É possível se notar também que com o aumento do tempo de detenção hidráulica o escoamento se aproxima mais do pistonado, pois o centro de massa em  $t/t_0$  tende a valores mais próximos de 1 para  $\theta_h = 12h$  do que para os demais.

### 3.3.2. CINÉTICA DO PROCESSO ANAERÓBIO

Os estudos cinéticos em reatores anaeróbios vem sendo cada vez mais desenvolvidos devido à sua importância no projeto destes mesmos reatores.

Pode-se dizer que o processo de digestão anaeróbia é constituído por três etapas principais (apud SOUZA et al., 1982);

- hidrólise enzimática de complexos orgânicos para compostos orgânicos solúveis;
- formação de ácidos graxos de cadeia curta;
- formação de gás, principalmente metano.

Segundo estes mesmos autores a velocidade de utilização do substrato será limitada pelo estágio mais lento, que geralmente é aceite como sendo o de formação do metano. Conhecendo-se então, a cinética deste estágio, pode-se inferir na determinação de parâmetros de projeto de reatores anaeróbios.

As duas variáveis principais que são utilizadas nos modelos matemáticos de conversão biológica, são a concentração de substrato e a concentração de microrganismos (SPEECE, 1996).

#### A) Modelo Cinético tipo Monod

O principal modelo de conversão do substrato empregado nos estudos cinéticos é o de Monod, (SPEECE, 1996) que relaciona a velocidade de utilização do substrato com a concentração de microrganismos e de substrato presentes no reator.

$$\frac{dS}{dt} = \frac{r_{max} \cdot S \cdot X}{K_s + S} \quad (3.20)$$

$\frac{dS}{dt}$  : velocidade de utilização de substrato por unidade de volume de reator

$[M] \cdot [L]^{-3} \cdot [T]^{-1}$ ;

$r_{m\acute{a}x}$  : velocidade máxima específica de utilização de substrato  $[T]^{-1}$ ;

S : concentração de substrato  $[M] [L]^{-3}$ ;

$K_s$  : constante de saturação numericamente igual a concentração de substrato quando  $ds/dt = (1/2) r_{m\acute{a}x}$ . [M] [L]<sup>-3</sup>;

X : concentração de biomassa [M] [L]<sup>-3</sup>.

Uma segunda equação, segundo LAWRENCE e McCARTY (1969) e (1970) relaciona velocidade de crescimento de microrganismos e de utilização do substrato.

$$\frac{dX}{dt} = Y \frac{dS}{dt} - b \cdot X \quad (3.21)$$

$\frac{dX}{dt}$  : velocidade líquida de crescimento de microrganismos por unidade de volume do reator [M] [L]<sup>-3</sup> [T]<sup>-1</sup>;

Y : coeficiente de produção celular, dX/dS adimensional;

b : coeficiente de decaimento endógeno dos microrganismos [T]<sup>-1</sup>;

#### • Coeficiente de Produção Celular

Para cada tipo de composto orgânico utilizado como substrato tem-se um coeficiente de produção celular (Y) diferente. Na Tabela 3.6, adaptado de SPEECE (1996), são apresentados alguns destes valores.

Tabela 3.6 - Coeficiente de Produção Celular para vários Compostos Orgânicos.

Composto	Y (g SSV/g DQO consumida)
Carboidrato	0,35
Proteína	0,20
Acetato	0,032
Propionato	0,037
Butirato	0,058
H <sub>2</sub>	0,030 (dependente da concentração de H <sub>2</sub> )
Gordura	0,038

Fonte: SPEECE (1996)

- **Temperatura**

Outro parâmetro importantíssimo nos ensaios cinéticos em reatores é a temperatura. SPEECE (1996) relata que o valor de  $K_s$ , em uma conversão de acetato a metano pode aumentar de 164 para 930mg/l se a temperatura diminuir de 35 para 25°C. O coeficiente de velocidade máxima específica de utilização do substrato ( $r_{m\acute{a}x}$ ) pode decair de 6,67 dia<sup>-1</sup> para 3,85 dia<sup>-1</sup> se a temperatura passar de 35 para 20°C.

- **Tempo de retenção celular**

Vários autores relatam que pode-se relacionar o tempo de retenção celular em um reator com os parâmetros cinéticos obtidos nos modelos propostos por Monod.

LAWRENCE e McCARTY (1969) (1970) descrevem as formulações para tempo de retenção celular em reatores de mistura completa e escoamento tubular.

Mistura completa:

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Y \cdot r_{max} \cdot S_1}{K_s + S_1} \quad (3.22)$$

em que:

$\theta_c$  : tempo de retenção celular [T];

$S_1$  : concentração de substrato na saída do reator [M] [L]<sup>-3</sup>;

Escoamento tubular:

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Y \cdot r_{max} \cdot (S_0 - S_1)}{K_s \cdot \ln(S_0/S_1) + (S_0 - S_1)} \quad (3.23)$$

$S_0$  : concentração de substrato aflrente [M] [L]<sup>-3</sup>.

Outros modelos interessantes para tempo de retenção celular são aqueles que dão uma avaliação aproximada da quantidade de metano produzida. JEWELL (1976) *apud*

SOUZA et al. (1982) avaliou tempo de retenção celular, máximo e mínimo, e produção de metano.

Nesta pesquisa o autor combina a expressão de Monod com o balanço de massa em um reator de mistura completa e conclui que:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{X}{\theta_c} \quad \text{Combinando a expressão de Monod com o balanço de massa!} \quad (3.24)$$

Combinando esta equação com modelo cinético de Monod, obteve-se os resultados que são apresentados na Tabela 3.7.

Tabela 3.7 - Tempo de retenção celular e produção de metano diária em um reator de mistura completa.

Características	Equações
Tempo de retenção celular geral ( $\theta_c$ )	$\theta_c = \frac{K_s + S}{r_{max} \cdot S}$
Mínimo ( $\theta_{c \min}$ )	$\theta_{c \min} = \frac{K_s + S_0}{r_{max} \cdot S_0}$
Máximo ( $\theta_{c \max}$ )	$\theta_{c \max} = \frac{1}{r_{max}} \left[ 1 - \left( \frac{K_s}{K_s + S_0} \right)^{1/2} \right]^{-1}$
Produção de metano diária total (G)	$G = 350 M \cdot [S_0 - S] / \theta_c$

Na qual:

M : razão de conversão de DQO para sólidos orgânicos de modo a igualar a produção de metano à redução de sólidos orgânicos.

Fonte: JEWELL (1976) *apud* SOUZA et al. (1982)

### 3.3.3. PARÂMETROS CINÉTICOS INTRÍNSECOS

As pesquisas atuais realizadas no campo dos estudos cinéticos em reatores apresentam a concepção da influência da resistência interna e externa à transferência de massa em sistemas anaeróbios.

Pesquisas que propõem condições de minimização desta resistência são bem aceitas e cada vez mais solicitadas.

VIEIRA (1996) propôs método para estimativa de parâmetros cinéticos intrínsecos de utilização do substrato em sistemas com lodo anaeróbio imobilizado para tratamento de águas residuárias. Esta metodologia visava principalmente a minimização das resistências interna e externa à transferência de massa. Empregou-se relação concentração de substrato e biomassa igual a 1,66 mgDQO/mgSSV e velocidades rotacionais maiores ou iguais a 150 rpm.

Vários trabalhos de pesquisa, no entanto não puderam ter este refinamento, apresentando dados que na realidade podem estar distantes da realidade.

Um estudo realizado por BACHMANN *et al.* (1982) utilizou modelo proposto por RITTMANN e McCARTY (1978) aplicado a um reator anaeróbio compartimentado tratando água residuária sintética. Para aplicação do modelo considera-se que o grânulo seja suficientemente “fundo” ou espesso para que ocorra degradação total do substrato. São utilizados conceitos de transferência de massa líquido - biofilme, cinética de Monod e difusão molecular. Para o sucesso do modelo as partículas contidas na manta de lodo devem ser consideradas como esferas fluidizadas com uma área superficial através da qual o substrato pode ser difundido para consumo bacteriano. O reator foi considerado como sendo equivalente a cinco reatores de mistura completa, em série, e com recirculação para diluição dos ácidos voláteis. Dados sobre os principais parâmetros estudados são apresentados na Tabela 3.8.

Tabela 3.8 - Coeficientes cinéticos e parâmetros do modelo utilizado no ensaio.

Parâmetro	Resultado na Fase Metanogênica
Substrato Limitante	(acetato + propionato) DQO
Temperatura (°C)	35
$r_{m\acute{a}x}$ (mg DQO/mg SSV.h)	0,33
$K_s$ (mg/L)	200
$X_f$ (mg SSV/L) para câmaras de 1 a 5	10000, 8000, 8000, 8000, 5000
L (cm)	0,01
$D_w$ (cm <sup>2</sup> /h)	$3,33 \times 10^{-2}$
$D_f$ (cm <sup>2</sup> /h)	$2,66 \times 10^{-2}$

Fonte: BACHMMAN *et al.* (1982)

na tabela:

L : comprimento da camada difusional efetiva [L]

$D_w$  : difusividade molecular no líquido [L]<sup>2</sup>. [T]<sup>-1</sup>

$D_f$  : difusividade molecular no biofilme [L]<sup>2</sup>. [T]<sup>-1</sup>

$X_f$  : densidade do biofilme [M]. [L]<sup>-3</sup>

Os autores concluem que os dados encontrados podem não apresentar interpretação da realidade já que as limitações difusionais de transferência de massa não são consideradas.

VIEIRA (1996) descreve de modo geral vários trabalhos utilizando reatores anaeróbios que calculam os parâmetros cinéticos  $K_s$  e  $r_{m\acute{a}x}$ , sem levar em conta resistência a transferência de massa. Este resumo é apresentado a seguir na Tabela 3.9, sendo que o último resultado é pertencente à sua própria pesquisa e levou em consideração efeitos de resistência externa e interna à transferência de massa.

Tabela 3.9 - Parâmetros cinéticos avaliados em diversas pesquisas, segundo VIEIRA (1996)

Autor	Origem do lodo	Substrato	Temperatura (°C)	$r_{m\acute{a}x}$ (mgDQO/mg SSV.h)	$K_s$ (mgDQO/l)
Henze et al. (1983)	lodo flocculento e recirculação	Afluente sintético: glicose como base	38	0,031	200
Paula Jr. E Foresti (1992)	UASB	Afluente sintético: glicose como base 1780 a 9700mgDQO/l	25	0,022	82
Zaiat et al. (1996)	reator diferencial horizontal de leito fixo	Afluente sintético: glicose como base	30	0,330	72
Kennedy et al. (1987)	reator de filme fixo e fluxo descendente	Ácido acético Sacarose	35	0,057 0,039	96 299
Kuba et al. (1990)	reator de leito fluidizado	Ácido acético Propiônico Butírico			20 20 130
Vieira (1996)	reator anaeróbio de fluxo ascendente	Substrato sintético: glicose como base	30	0,010	308

Os parâmetros cinéticos aparentes são específicos para as condições operacionais empregadas.

“As limitações impostas pela difusão externa e interna à transferência de massa podem alterar a afinidade ao substrato e conseqüentemente a velocidade máxima de reação (parâmetros cinéticos aparentes). (VIEIRA, 1996)

A verificação da influência da limitação por transferência de massa na eficiência do processo, pode ser feito pela determinação do fator de efetividade que é uma relação entre as velocidades aparentes e intrínsecas de utilização do substrato.

Parâmetro cinéticos intrínsecos são dependentes da característica do lodo e composição do substrato, assim como das condições ambientais em que se encontram”.

Alguns dos parâmetros mais importantes utilizados como ferramenta no estudo da cinética intrínseca são listados a seguir e se encontram bem detalhados em ZAIAT (1996).

- **Fator de Efetividade ( $\eta$ )**

$$\eta = \frac{r_{obs}}{r} \quad (3.25)$$

$r_{obs}$  : velocidade de utilização de substrato observada de uma reação.

$r$  : velocidade que prevaleceria na ausência de limitações à transferência de massa.

O difícil na cinética de Monod é que a equação que descreve a velocidade de utilização de substrato ( $r$ ) é não linear então deve-se utilizar parâmetros adimensionais.

Como por exemplo o Módulo de Thiele e o Número de Biot descritos em ZAIAT (1996)

- **Módulo de Thiele ( $\phi$ )** é a razão entre a velocidade de reação e a difusão interna.

$$\phi = \frac{R_{eq}}{3} \sqrt{\frac{r_{max}}{K_s D_e}} \quad (3.26)$$

$R_{eq}$  : raio de esfera equivalente [L]

$D_e$  : difusividade efetiva do substrato na biopartícula [L]<sup>2</sup>. [T]

A difusividade molecular para compostos orgânicos foi estabelecida por PERRY e CHILTON (1985) para diferentes pesos moleculares como o exemplo da Tabela 3.10.

Tabela 3.10 -Valores de difusão molecular para compostos orgânicos de diferentes pesos moleculares

Peso Molecular	D (cm <sup>2</sup> /h)
10	7,92 x 10 <sup>-2</sup>
100	2,54 x 10 <sup>-2</sup>
1000	9,17 x 10 <sup>-3</sup>
10000	3,96 x 10 <sup>-3</sup>
100000	1,79 x 10 <sup>-3</sup>
1000000	9,17 x 10 <sup>-4</sup>

Fonte: PERRY e CHILTON (1985)

- **Número de Biot (Bi)**

O número de Biot relaciona as resistências externa e interna à transferência de massa.

$$Bi = \frac{k_s \cdot R_{eq}}{D_e} \quad (3.27)$$

$k_s$  : coeficiente de transferência de massa na fase líquida.

O efeito da resistência externa à transferência de massa não é significativo para  $Bi \geq 100$ .

O módulo de Thiele observado para quando não se tem  $r_{m\acute{a}x}$ . e  $K_s$  pode ser dado pela expressão:

$$\phi_{obs} = \frac{r_{obs} \cdot X \cdot R_{eq}^2}{9 \cdot D_e \cdot S_b} \quad (3.28)$$

Os critérios para avaliação do módulo de Thiele estão apresentados na Tabela 3.11.

Tabela 3.11 - Critério de avaliação do Módulo de Thiele

Critério	N	Velocidade limitante	Extensão da limitação
$\phi_{obs} < 0,3$	$\approx 1$	Reação química	Desprezível
$\phi_{obs} > 3$	$\alpha \phi_{obs}$	Difusão	Grande

Fonte: ZAIAT (1996)

Pode-se avaliar que para desprezar a resistência externa à transferência de massa há a necessidade do número de Biot ser maior que 100.

Para minimização da resistência interna à transferência de massa é utilizada a velocidade rotacional ótima em incubadoras rotativas orbitais à partir da qual não há alteração da velocidade de utilização do substrato utilizado. Esta velocidade foi avaliada por VIEIRA (1996) para diferentes níveis de agitação aplicadas a experimentos contendo lodo mais substrato em mesa agitadora tipo “shaker”. Os resultados obtidos mostraram que para

velocidades de agitação acima de 150 rpm, a velocidade de utilização do substrato não apresentava alterações significativas como pode ser constatado na Figura 3.7.

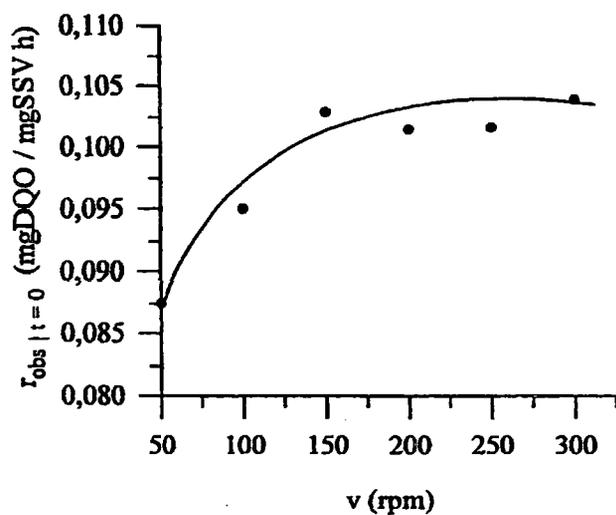


Figura 3.7 - Velocidade específica de utilização do substrato observada para diferentes níveis de agitação.

Fonte: VIEIRA (1996)

#### 4. MATERIAIS E MÉTODOS

O reator anaeróbio compartimentado, estudado na presente pesquisa, já foi objeto de mestrado realizado por POVINELLI (1994) e doutorado desenvolvido por NOUR (1996). Durante os estudos efetuados pelos dois autores foram detectados necessidades e problemas a serem sanados junto ao reator. Um dos problemas comuns dizia respeito à manutenção de elevatória com bomba submersa, que levava os pesquisadores a perder muito tempo na retirada da bomba do poço. Sugeriu-se então a construção de elevatória com poço seco. Outro problema comum era a formação de uma densa espuma na parte superior da primeira câmara do reator, levando à sugestão de se construir um “chuveiro” para dispersão deste material. E assim vários problemas relativos à manutenção do reator foram descritos e formas de solução foram propostas.

Outra preocupação relatada pelos autores, era a de que as mantas de lodo tinham espessura (alturas) relativamente pequenas nas câmaras. Esperava-se que com inoculação no sistema a eficiência melhoraria. Além disso, os pesquisadores acreditavam que com um estudo mais aprofundado da biomassa e cinética do processo se poderia conhecer melhor o reator, e conseqüentemente também melhorar a sua eficiência.

Seguindo as recomendações sugeridas, o presente trabalho de pesquisa foi dividido em várias etapas a saber:

- Projeto e execução de estação elevatória de esgotos e reformas no conjunto do reator anaeróbio compartimentado;
- Análises e exames para o afluente, efluentes das câmaras e lodo do reator anaeróbio compartimentado antes de provável inoculação;
- Inoculação do sistemas e análise do lodo de inóculo;
- Análises e exames para o afluente, efluentes das câmaras, lodo e gases do reator anaeróbio compartimentado após inoculação;
- Estudo mais profundo da biomassa e estudo cinético após estabilização do sistema.

#### **4.1. SISTEMA DE TRATAMENTO (INSTALAÇÃO PILOTO)**

##### **4.1.1. ELEVATÓRIA DE ESGOTOS SANITÁRIOS**

O reator anaeróbio compartimentado foi construído em área do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC - USP e foi alimentado com esgoto sanitário proveniente da rede coletora pública.

O afluente utilizado como substrato chegava ao local tendo que vencer desnível de aproximadamente 3m até a entrada do reator.

A resolução do problema foi o projeto e construção de elevatória dotada de duas entradas de esgoto, que provinham de poços de visita diferentes, uma grade com abertura de 3cm e um poço de sucção com volume útil de aproximadamente 6 m<sup>3</sup>, como pode ser observado na Figura 4.1.

As bombas centrífugas apresentavam motor com potência de 1 HP cada, e funcionavam alternadamente, localizando-se em poço seco.

Um esquema completo da planta da elevatória de esgoto pode ser visto na  
 Figura 4.1

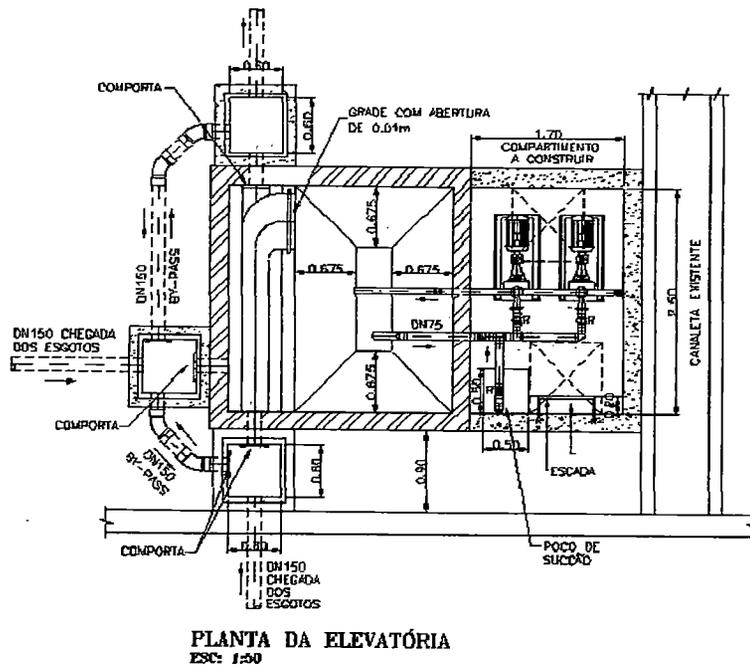


Figura 4.1 - Planta Geral da Estação Elevatória de Esgotos que alimentava o Reator Anaeróbio Compartmentado.

#### 4.1.2. REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO

A unidade proposta dispunha de diversos compartimentos verticais, interligados por tubulações que distribuíam o líquido de uma câmara para outra. Foi executada em concreto armado (paredes de 0,25 m impermeabilizadas). O volume total do reator era de  $11 \text{ m}^3$ , sendo que o mesmo possuía divisões em compensado naval tratado (20 mm), que constituíam as chicanas, formando um total de 4 câmaras, com os seguintes volumes aproximados: 1.<sup>a</sup> Câmara:  $3,4 \text{ m}^3$ ; 2.<sup>a</sup> Câmara:  $3,4 \text{ m}^3$ ; 3.<sup>a</sup> Câmara:  $3,6 \text{ m}^3$ ; 4.<sup>a</sup> Câmara :  $0,6 \text{ m}^3$ .

Estas câmaras funcionavam como reatores em série, pois, o efluente de uma servia como afluente da outra subsequente, o que pode ser observado na Figura 4.2.

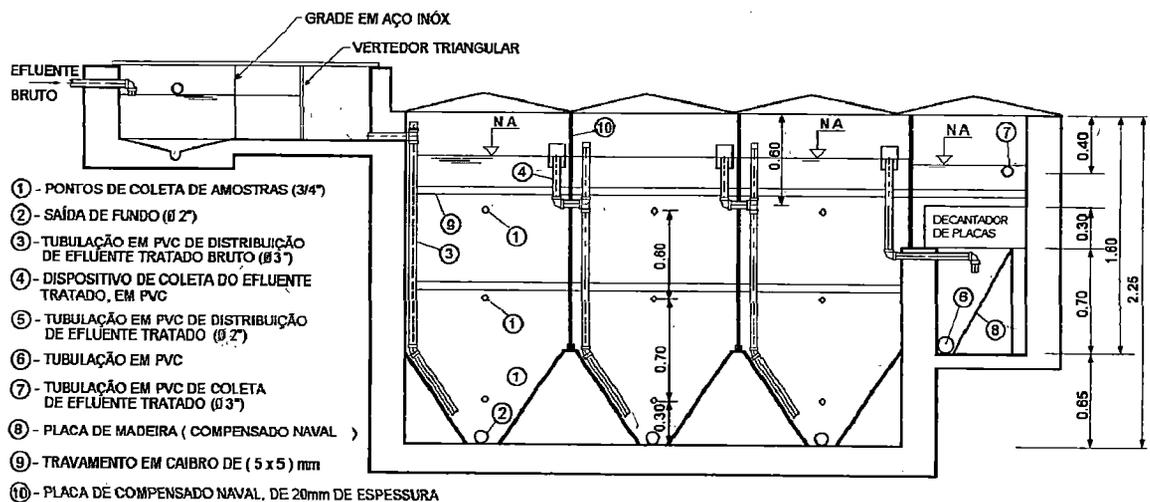


Figura 4.2 - Desenho Esquemático do Reator Anaeróbio Compartimentado

O sistema de recalque enviava esgoto para um pequeno reservatório, à montante do reator, dotado de extravasor e vertedor, de modo que, o excesso de vazão pudesse retornar para a elevatória. O reservatório dispunha também de descarga de fundo para limpeza, ligada à rede pública.

Na saída do pequeno reservatório foi prevista uma tela (aberturas de 0,5 cm), passando, os esgotos, a seguir por um vertedor triangular de 15°. O vertedor foi aferido e calibrado, sendo dotado de régua para determinação da lâmina líquida. A seguir o afluente entrava na primeira câmara e circulava através das subsequentes (três primeiras), e após a última, passava por decantador de placas planas paralelas e saía da unidade.

O efluente de cada câmara era coletado a 160 cm do fundo do reator, e distribuído, a seguir, a 10 cm do fundo da câmara subsequente.

O efluente tratado do reator era coletado na última câmara a 190 cm do fundo da unidade, através de tubulações perfuradas. Este efluente foi descartado em pequena caixa de concreto, na qual era possível a recirculação do mesmo, se necessário. Um extravasor ligava esta caixa à rede coletora municipal.

A última câmara possuía saída de fundo de 100 mm dotada de um registro de esfera de inox, externo ao reator que servia para descarte de lodo.

Cada uma das três primeiras câmaras possuía três pontos de coleta de amostras com tubulações de 3/4", junto a uma das paredes do reator. Estes pontos de coleta estavam localizados, respectivamente, a 30; 100 e 160 cm do fundo e permitiam verificar posteriormente as características do lodo, líquido intermediário e efluente de cada câmara.

Os gases eram coletados na unidade através de mangueira que penetrava dentro de um galão de aproximadamente 22 cm de diâmetro, que ficava parcialmente submerso no líquido. Cada tampa tinha apenas uma saída, na qual eram coletados gases para análises. Nas mangueiras eram acoplados gasômetros para acompanhamento da produção de biogás.

#### **4.1.3. OPERAÇÃO E AMOSTRAGEM**

O reator anaeróbio se encontrava em operação, com tempo de detenção hidráulico de 12h, até novembro de 1996, quando teve seu funcionamento interrompido para reforma da estação elevatória que se encontrava em situação precária.

Um poço seco foi construído na nova elevatória, facilitando a manutenção no local que era de difícil acesso e também comportas que possibilitaram limpeza e manutenção, além de gradeamento preliminar, necessário para barrar plásticos, panos e outros materiais lançados na rede coletora.

As chuvas de verão dificultaram as obras na elevatória que puderam ser concluídas no final de março de 1997. Nos dois meses subsequentes, procedeu-se à reforma da instalação piloto, trocando-se registros velhos, instalando-se alçapões nas tampas para facilitar coletas, e principalmente, seguindo as recomendações de NOUR (1996), e construindo-se um sistema de "chuveiro" na primeira câmara (com recirculação do próprio efluente do reator) para se evitar a formação de espuma na parte superior da câmara. Também foi realizada manutenção em toda tubulação do sistema.

Em meados do mês de junho de 1997 o reator teve a operação reiniciada, e funcionava com um  $\theta_h$  de 12h, correspondentes à vazão de 0,25 l/s.

Deve-se salientar que, mesmo após o período de parada para reforma da elevatória, o reator não teve o seu lodo descartado. Este lodo porém, como constatado por NOUR (1996) poderia não ser suficiente para melhor funcionamento e eficiência do reator. Seguindo-se estas constatações foram adicionados ao reator 1,0 m<sup>3</sup> de lodo anaeróbico em cada uma das três primeiras câmaras. Este lodo era proveniente de reator UASB que se encontra em operação há nove anos em uma indústria de conservas alimentícias vegetais (Cia Industrial e Mercantil Paoletti) e foi adicionado ao reator em meados do mês de julho de 1997, após o término das análises e exames realizados com lodo já existente no reator.

Operou-se o reator por mais um mês e meio após a complementação do lodo e realizaram-se, à partir desta ocasião, novas análises e exames com lodo resultante após inoculação. Durante todo o tempo de operação foram coletadas amostras líquidas no reator para acompanhamento do processo de adaptação.

Após a inoculação o reator continuou a ser operado com  $\theta_h$  de 12 horas e todas as unidades sofreram manutenção periódica.

Para este  $\theta_h$ , NOUR (1996) calculou as velocidades ascensionais aplicadas em cada câmara e os seus valores são apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Valores de  $\theta_h$  e Velocidades Ascensionais para o ABR.

REATOR	$\theta$ (h)			Velocidade Ascensional (m/h)		
	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3
12	3,71	3,71	3,97	0,415	0,415	0,367

No início do mês de fevereiro de 1998, passou a funcionar o compartimento com o decantador de placas planas paralelas.

As amostras líquidas foram coletadas com frequência quinzenal ao longo de um dia e compostas para análise.



Durante a pesquisa, os pontos de amostragem ou de coleta são os mesmos utilizados por POVINELLI (1994) e NOUR (1996), e são descritos na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 - Pontos de Coleta de Amostras no ABR

Ponto de Coleta		Descrição da Amostra
Entrada no reator após vertedor triangular		Afluente à unidade após gradeamento preliminar
Câmaras 1,2 e 3	0,10 m do fundo	Lodo
	0,20 m do fundo	Efluente líquido ou lodo
	0,30 m do fundo	Efluente líquido ou lodo
	1,00 m do fundo	Efluente líquido
	1,90 m do fundo	Efluente líquido tratado pela câmara
	Tampa	Gases
Câmara 4	Descarga de fundo	Lodo
	Saída superior	Efluente tratado pelo sistema
	Tampa	Gases

As amostras de afluentes e efluentes líquidos foram coletadas e conservadas sob refrigeração, quando necessário, baseadas no Guia Técnico de Coleta de Amostras de Água da Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB), SOUZA *et al.* (1977).

## 4.2. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

### 4.2.1. SUBSTRATO UTILIZADO

O esgoto sanitário que alimentava o reator anaeróbio compartimentado era coletado na rede pública e possuía as características apresentadas na Tabela 4.3. É necessário salientar que o bairro que abastecia o reator é bairro de classe média alta com poucos habitantes por m<sup>2</sup> e alto consumo, pois este tipo de consumidor possui

equipamentos domésticos que consomem muita água, além do fato de quase todas as residências possuírem piscinas. Estes fatores poderiam contribuir para diluir o esgoto.

Tabela 4.3 - Principais características médias do esgoto sanitário utilizado na pesquisa.

Parâmetro	Pesquisa		
	DALTRO F.º (1988)	POVINELLI (1994)	NOUR (1996)
pH	6.8 ± 0.1	6.5 ± 0.2	6,7 ± 0,2
Acalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> /l)	111 ± 12	97 ± 13	109 ± 18
Ácidos Voláteis (mg HAc/l)	-	-	32.5 ± 12.6
DQO <sub>t</sub> (mg/l)	534 ± 65	475 ± 225	433 ± 112
DQO <sub>f</sub> (mg/l)	193 ± 18	-	169 ± 39
DBO <sub>t</sub> (mg/l)	220 ± 95	180 ± 110	224 ± 62
ST (mg/l)	-	513 ± 86	530.5 ± 175,4
SST (mg/l)	261 ± 49	206 ± 45	193,6 ± 46
SSV (mg/l)	215 ± 38	166 ± 13	166,9 ± 55,5
Sólidos Sedim. (ml/l)	-	-	2,0 ± 1,6
Nitrogênio (NTK) (mg/l)	45	35 ± 11	36,1 ± 12,1
Fósforo total (mg/l)	9	18 ± 0.5	20,4 ± 4,3

DQO<sub>t</sub> : DQO da amostra bruta

DQO<sub>f</sub> : DQO da amostra filtrada

#### 4.2.2. ANÁLISES FÍSICO - QUÍMICAS

Foram monitorados entrada e saída da fase líquida no reator em cada câmara. Os principais parâmetros analisados bem como sua frequência de análise são mostrados na Tabela 4.4.

As análises e exames foram realizados nos laboratórios do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP e seguiram os padrões do Standard Methods for the Examination Water and Wastewater (APHA, 1992), exceto quando especificados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 - Parâmetros analisados, o método de análise e sua frequência para o afluente e efluentes das câmaras.

Parâmetro	Amostra	Frequência de Análise	Método
pH, Temperatura	Líquido	Quinzenalmente	Potenciométrico
Alcalinidade Total (mg $C_aCO_3/l$ )	Líquido	Quinzenalmente	Titulométrico
Alcalinidade Parcial (mg $C_aCO_3/l$ )	Líquido	Quinzenalmente	Ripley <i>et alii.</i> (1986)
Ácidos Voláteis Totais (mg $HA/l$ )	Líquido	Quinzenalmente	DiLallo <i>et al.</i> (1961)
Ácidos Voláteis Individuais (mg/l)	Líquido	Ocasionalmente	Cromatografia
DQO <sub>i</sub> (mg/l)	Líquido	Quinzenalmente	Colorimétrico
DQO <sub>f</sub> (mg/l)	Líquido	Quinzenalmente	Colorimétrico
Sólidos Totais (Fixos e Voláteis) (mg/l)	Líquido	Quinzenalmente	Gravimétrico
Sólidos Suspensos (Fixos e Voláteis) (mg/l)	Líquido	Quinzenalmente	Gravimétrico
Sólidos Sedimentáveis (ml/l)	Líquido	Quinzenalmente	Colorimétrico
Fósforo Total e Orgânico (mg/l)	Líquido	Ocasionalmente	Colorimétrico
Nitrogênio (Total e Amoniacal) (mg/l)	Líquido	Ocasionalmente	Titulométrico
Metais (mg/l)	Líquido	Ocasionalmente	Espectrofotometria

#### 4.2.3. EXAMES MICROBIOLÓGICOS

Foram realizados dois tipos principais de exames microbiológicos durante o experimento; microscopia ótica (com contraste de fase) em microscópio Olympus BH2 e com aumento de 1250 vezes e microscopia eletrônica de varredura, utilizando microscópio Zeiss DSM-960, com aumento de até 50.000 vezes para o presente caso.

##### Microscopia Ótica

As amostras líquidas coletadas eram colocadas diretamente em lâminas com ágar e observadas.

Os grânulos presentes no lodo foram inicialmente lavados com solução salina de NaCl a 0,9%, depois separados e então desintegrados. Colocavam-se os grânulos em vidros

de 30ml com tampa de borracha juntamente com pérolas de vidro e gotas de água destilada e agitava-se cuidadosamente. O líquido formado era então colocado em lâmina e examinado.

Os exames de microscopia ótica foram realizados no Laboratório de Processos Anaeróbios do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP.

### **Microscopia Eletrônica de Varredura (M.E.V.)**

A microscopia eletrônica de varredura foi realizada para os grânulos contidos nos lodos. Nas análises utilizava-se o método de secagem por HMDS (Hexametildisilazane) descrito por NATION (1983) (para tecidos de insetos) e adaptado por ARAÚJO (1995) para biofilmes bacterianos metanogênicos. Após separadas as biopartículas, estas eram fixadas em glutaraldeído (2,5%) em solução tampão fosfato 0,1M (pH 7,3) por período de 12 hs, à 4°C. Lavava-se então o material em tampão fosfato (gelado) 0,1M (pH 7,8) por 1min, por 3 vezes. Desidratava-se o material em uma série gradativa de álcoois (50%, 70%, 80%, 90%, 95% e 100%) por 10min cada, repetindo a concentração de 100% por três vezes.

Secava-se então o material com HMDS (em capela) com menos de 0,5ml por 30 s, por duas vezes, e deixava-se então secar ao ar por 10 minutos. Colava-se o material (esmalte para unha) em suporte próprio para M.E.V., e deixava-se secar à uma temperatura menor que 60°C por no mínimo 2 horas. Revestia-se a base do suporte com tinta de prata e a superfície da amostra com ouro e levava-se para exame em M.E.V.

Estes ensaios eram realizados no Instituto de Física de São Carlos – USP.

#### **4.2.4. ANÁLISE CROMATOGRÁFICA DOS GASES CONTIDOS NO SISTEMA**

A análise dos gases gerados no sistema de câmaras do Reator Anaeróbio Compartmentado era realizada por cromatografia gasosa. O equipamento utilizado permitiu

a determinação qualitativa e quantitativa de nitrogênio, metano e dióxido de carbono e pode ser descrito como se segue:

- Cromatógrafo Gaw Mac com detector de condutividade térmica (séries 150)
- Integrador Processador HP 3396
- Coluna Poropack Q
  - \* comprimento: 2,0m
  - \* diâmetro interno: } 80 a 100 mesh 1/4"
- Gás de arraste: hidrogênio super seco
- Seringas: "gás - tight" (Hamilton) e seringas B-D de insulina de 1ml com trava na ponta
- Vazão do gás de arraste: 60ml/min
- Temperaturas:
  - detector: 50°C,
  - colunas: 50°C,
  - injetor: 50°C
- Corrente: 150 mA
- Volume de injeção: 0,5ml.

As amostras eram coletadas diretamente nas mangueiras de gás de cada câmara do sistema e injetadas no equipamento descrito anteriormente.

Foram realizadas também análises com maior quantidade de dados dos gases contidos nas câmaras pela equipe da Construmaq liderada pelo professor Bohdan Sikar.

Estas análises detectaram outros gases como oxigênio, hidrogênio, argônio, compostos de enxofre, etc., que poderão ajudar muito na discussão dos resultados.

### 4.3. ESTUDO CINÉTICO

#### 4.3.1. ESTIMATIVA DOS PARÂMETROS CINÉTICOS INTRÍNSECOS DE UTILIZAÇÃO DO SUBSTRATO

O ensaio para obtenção dos parâmetros cinéticos intrínsecos no Reator Anaeróbio Compartimentado seguiu método proposto por VIEIRA(1996) para lodo granulado e foi realizado para cada uma das câmaras em separado, já que os lodos em princípio seriam diferentes.

O objetivo do teste, além de encontrar os parâmetros cinéticos do reator era a verificação da diferença entre os parâmetros de câmara para câmara.

##### **Materiais:**

- mesa rotativa incubadora tipo “shaker” modelo G-25 da Superhom
- frascos tipo erlenmeyer de 125ml adaptados para estabelecimento de anaerobiose, como mostra a Figura 4.3.

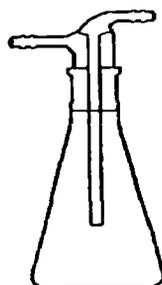


Figura 4.3 - Frasco (125ml) adaptado para os ensaios cinéticos.

Fonte: VIEIRA (1996)

O inóculo utilizado era proveniente das câmaras do Reator Anaeróbio Compartimentado que estava em operação a 6 anos. Este inóculo era constituído de lodo granulado para todas as quatro câmaras.

Como substratos utilizaram-se os próprios afluentes que chegavam a cada uma das câmaras e com as características principais apresentadas na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 - Características dos Afluentes de cada Câmara do Reator Anaeróbio Compartimentado segundo NOUR (1996)

Parâmetro	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Decantador
Temperatura	27,4 ± 1,2	27,1 ± 1,0	26,9 ± 1,1	26,8 ± 1,1
pH	6,8 ± 0,1	6,8 ± 0,1	6,8 ± 0,1	6,8 ± 0,1
Alcalinidade Total (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	115 ± 12	144 ± 22	158 ± 29	166 ± 31
Ácidos Orgânicos Voláteis (mg Hac/L)	31,4 ± 11,1	35,2 ± 12,5	36,2 ± 14,3	28,4 ± 12,1
DQO <sub>t</sub> (mg/L)	490 ± 103	370 ± 82	328 ± 93	278 ± 97
DQO <sub>f</sub> (mg/L)	170 ± 19	149 ± 17	128 ± 25	115 ± 19
Sólidos Totais (mg/L)	653,7 ± 197,6	583,0 ± 139,6	537,7 ± 123,9	507,3 ± 104,6
Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)	174,2 ± 42,0	124,2 ± 21,9	105,5 ± 32,1	83,5 ± 34,2
Fósforo Total (mg/L) (mg PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> -P/L)	22,4 ± 2,9	22,0 ± 3,8	20,8 ± 4,1	20,1 ± 3,6
Nitrogénio (NTK) (mg NH <sub>3</sub> -N/L)	27,2 ± 7,1	31,3 ± 5,3	30,3 ± 6,8	30,2 ± 6,0

### Métodos

Não houve necessidade de adaptação dos lodos utilizados aos substratos já que o reator era operado à aproximadamente 6 anos. Inicialmente foram determinadas as concentrações de sólidos suspensos voláteis para cada um dos lodos. Após esta análise puderam ser determinados os volumes de lodo e da fase líquida, respeitando-se a razão

substrato-biomassa de 1,66 gDQO/gSSV sugerida por VIEIRA (1996). Cada um dos lodos foi submetido a seis ensaios, um a cada duas horas e com duplicatas.

Os frascos contendo lodo mais substrato foram submetidos a fluxionamento com nitrogênio por 1min, simultaneamente. Depois foram instalados em “shaker” com velocidade superior a 150 rpm para minimização da resistência externa à transferência de massa, e temperatura de 30°C.

A cada duas horas um dos frascos era retirado (com duplicata) e realizavam-se análises de DQO filtrada e SSV de acordo com os métodos preconizados pela APHA (1992).

### Tratamento dos Dados

Para cada uma das câmaras foram realizadas as etapas a seguir: adaptado de VIEIRA (1996):

- “Os dados foram tratados utilizando “Software Microcal Origin” versão 4.1 e “Software Excel” versão 97. Todas as equações ajustadas apresentaram coeficiente de correlação R.
- Para as concentrações de substrato no meio líquido ( $S_b$ ) ao longo do tempo ( $t$ ), foram ajustadas para cada câmara curvas polinomiais do tipo :

$$S_b = at^2 + bt + c \quad (4.1)$$

- As velocidades específicas de utilização do substrato observadas ao longo do tempo foram calculadas:

$$r_{obs}|_{t=t_i} = -\left. \frac{dS_b}{dt} \right|_{t=t_i} = -2at_i - b \quad (4.2)$$

- O módulo de Thiele observado ( $\phi_{obs}$ ) foi obtido pela equação:

$$\phi_{obs} = \frac{r_{obs} \cdot X \cdot R_{eq}^2}{9 \cdot D_e \cdot S_b} \quad (4.3)$$

No qual:

- $\phi_{obs}$  : módulo de Thiele observado (adimensional)
- $r_{obs}$  : velocidade observada específica de utilização de substrato  $[T]^{-1}$
- $X$  : concentração de biomassa  $[M].[L]^{-3}$
- $R_{eq}$  : raio da esfera equivalente  $[L]$
- $D_e$  : difusividade efetiva  $[L]^2.[T]^{-1}$
- $S_b$  : concentração de substrato no meio líquido  $[M].[L]^{-3}$  “

A difusividade efetiva do substrato na biopartícula ( $D_e$ ) foi considerada para cada câmara de acordo com as massas moleculares dos principais compostos orgânicos presentes no afluente de cada uma, de acordo com PERRY & CHILTON (1985). Pode-se ter como exemplo  $D_e$  utilizada na 1.<sup>a</sup> câmara (esgoto bruto) que foi a mesma descrita por ZAIAT et al. (1999) de valor  $4,97 \times 10^{-3} \text{ cm}^2/\text{h}$ .

Segundo BRINGI e DALE (1990) *apud* VIEIRA (1996) se  $\phi_{obs} < 0,3$ , a resistência interna à transferência de massa pode ser desprezada.

- “Ajustaram-se os dados aos modelos cinéticos tipo Monod e modelo Cinético de 1.<sup>a</sup> ordem.

\* Velocidade de consumo do substrato ocorre de acordo com equação cinética do tipo Monod.

$$r = r_{max} \frac{S_b}{K_s + S_b} \quad (4.4)$$

- $r$  : velocidade específica de utilização de substrato  $[T]^{-1}$
- $r_{máx}$  : velocidade específica intrínseca de consumo de substrato  $[T]^{-1}$
- $S_b$  : concentração de substrato no meio líquido  $[M].[L]^{-3}$

$K_s$  : constante de saturação do substrato intrínseca  $[M].[L]^{-3}$

Se fossem minimizadas as condições de transferência de massa poder-se-ia considerar  $r$  igual a  $r_{obs}$ . Então construa-se a curva  $r$  em função de  $S_b$  à partir de equações ajustadas de  $r_{obs}$ .

Por regressão não linear, foram obtidos os parâmetros cinéticos intrínsecos  $K_s$  e  $r_{máx}$ .

\* Velocidade de consumo do substrato ocorre de acordo com equação de 1.<sup>a</sup> ordem.

$$r = K_1 \cdot S_b \quad (4.5)$$

$r$  : velocidade específica de utilização do substrato  $[T]^{-1}$

$K_1$  : constante cinética de primeira ordem  $[T]^{-1}$

$S_b$  : concentração de substrato no meio líquido  $[M].[L]^{-3}$

Se  $r$  é igual a  $r_{obs}$  tem-se:

$$\frac{dS_b}{dt} = K_1 \cdot S_b \quad (4.6)$$

No tempo de 0 a  $t$  tem-se:

$$\ln \frac{S_{b_0}}{S_b} = K_1 \cdot t \quad (4.7)$$

$S_{b_0}$  : concentração inicial de substrato no meio líquido  $[M].[L]^{-3}$

Construiu-se gráfico de  $\ln \frac{S_{b_0}}{S_b}$  em função de t e por regressão linear obteve-se  $K_1$ .”

#### 4.3.2. ESTUDO HIDRODINÂMICO UTILIZANDO MODELOS MATEMÁTICOS DE AJUSTE DOS DADOS

Nos trabalhos realizados por POVINELLI (1994), foram efetuados quatro testes de estímulo-resposta com traçadores.

Para os três primeiros testes foi utilizada a rodamina e no último o cloreto de lítio, como traçador.

Na Tabela 4.6. apresenta-se resumo dos dados do ensaio.

Tabela 4.6 - Principais parâmetros utilizados nos ensaios hidrodinâmicos.

Experimento	Meio	$\theta$ (h)	Traçador	Concentração de Traçador
I	Água	5,2	Rodamina	45,45 mg/l
II	Água	5,0	Rodamina	45,45 mg/l
III	Água	9,6	Rodamina	90,0 mg/l
IV	Esgoto Sanitário	12,0	Cloreto de Lítio	1000,0 mg/l

Fonte: POVINELLI (1994)

Utilizando-se estes dados foram obtidos quatro gráficos, que são apresentados na bibliografia e analisados qualitativamente.

O intuito do atual trabalho de pesquisa, que constitui o doutorado, foi a análise quantitativa dos dados para posterior utilização dos resultados nos modelos cinéticos.

Foi utilizado “software” proposto por DE NARDI (1997) para ajuste de modelos matemáticos uniparamétricos aos dados experimentais apresentados em POVINELLI (1994) e obtenção das curvas de Distribuição do Tempo de Residência.

Estes modelos foram analisados baseados em método proposto por LEVENSPIEL (1974) e consistem em:

- dispersão de pequena intensidade
- dispersão de grande intensidade (recipiente aberto)
- tanques em série

À partir de curvas normalizadas ( $E_\theta$  em função de  $\theta$ ) descritas na Tabela 4.7.

Tabela 4.7 - Procedimento para obtenção das curvas normalizadas  $E_\theta$  por  $\theta$ .

Parâmetro	Definição
$E_i$	$C_i/S$
$S$	$\sum C_i \cdot \Delta t_i$
$\bar{t}$	$\sum t_i \cdot E_i \cdot \Delta t_i$
$\theta$	$t_i/\bar{t}$
$E_\theta$	$\bar{t} \cdot E_i$
$\sigma^2$	$\sum t_i^2 \cdot E_i \cdot \Delta t_i$
$\sigma_\theta^2$	$\sigma^2/\bar{t}$

Sendo:

- $C_i$  : concentração de traçador no tempo  $i$   $[M].[L]^{-3}$   
 $\Delta t_i$  : intervalo de tempo  $[T]$   
 $E_i$  : distribuição da idade de saída no tempo  $i$   $[T]^{-1}$   
 $S$  : área sob a curva de concentração em função do tempo  $[M].[T].[L]^{-3}$   
 $\bar{t}$  : tempo de residência médio obtido à partir das curvas experimentais  $[T]$   
 $\theta$  : tempo de residência médio adimensional  
 $\sigma^2$  : variância dos pontos experimentais  $[T]^2$   
 $\sigma_\theta^2$  : variância adimensional

Fonte: DE NARDI (1997) adaptado de LEVENSPIEL (1974)

Dentre os modelos propostos foi escolhido, para posterior utilização na verificação cinética do reator, o que apresentou melhor coeficiente de correlação.

O coeficiente de correlação ( $r$ ) utilizado foi o proposto por BOX *et al.* (1978) *apud* DE NARDI (1997).

$$r = \frac{\sum [(y_i - \bar{y}) \cdot (f_i - \bar{f})]}{\sqrt{\sum (y_i - \bar{y})^2} \cdot \sqrt{\sum (f_i - \bar{f})^2}} \quad (4.8)$$

$y_i$  : ponto experimental

$\bar{y}$  : média dos pontos experimentais

$f_i$  : valor de cada ponto obtido pela função ajustada

$\bar{f}$  : média dos valores obtidos pela função

O volume total do sistema utilizado nos modelos foi calculado em campo e está descrito no item 4.1.2., no qual é apresentado o volume de cada câmara do reator anaeróbio compartimentado.

### 4.3.3. CINÉTICA DO REATOR COMPARTIMENTADO

#### Nas Câmaras

Para a determinação da cinética nas câmaras foi utilizado o método de VIEIRA (1996) para obtenção dos parâmetros cinéticos intrínsecos em cada compartimento. Para uma melhor avaliação e cálculos foi considerado que cada uma das câmaras funcionasse como um reator de mistura completa como sugerido por GROBICKI & STUCKEY (1992). Após estas proposições foram realizadas as discussões finais dos parâmetros em cada câmara de acordo com o modelo de Monod e modelo de 1.<sup>a</sup> ordem.

### Global

Também foi estudado o reator compartimentado como um todo. O método proposto por DE NARDI (1997) foi aplicado aos dados de estímulo-resposta já existentes realizados com traçadores e proporcionou uma melhor idéia do tipo de escoamento existente no reator. A velocidade específica de utilização do substrato utilizada foi uma média da encontrada para as três primeiras câmaras. Desta forma se procurou ajustar o modelo de Monod e modelo cinético de 1.<sup>a</sup> ordem, também para este caso.

O balanço de massa para o substrato presente no reator seguiu o sugerido por METCALF & EDDY (1991):

$$V \frac{dC}{dt} = Q \cdot C_0 - Q \cdot C + V(-K_1 \cdot C) \quad (4.9)$$

No qual:

V : Volume do reator [L]<sup>3</sup>

$\frac{dC}{dt}$  : Velocidade de conversão da concentração de substrato dentro do reator

$[M] \cdot [L]^{-3} \cdot [T]^{-1}$   
Q : Vazão [L]<sup>3</sup> · [T]<sup>-1</sup>

C<sub>0</sub> : Concentração do afluente [M] · [L]<sup>-3</sup>

C : Concentração do efluente [M] · [L]<sup>-3</sup>

K<sub>1</sub> : Constante cinética de 1.<sup>a</sup> ordem [T]<sup>-1</sup>

Para estado estacionário e reação de 1.<sup>a</sup> ordem tem-se as seguintes simplificações.

- reatores de mistura completa em série

$$\frac{C_n}{C_0} = \frac{1}{(1 + K_1 V / NQ)^N} \quad (4.10)$$

N : número de reatores em série

- Reator de escoamento tubular

$$\frac{C}{C_0} = e^{-K_1(v/Q)} \quad (4.11)$$

#### 4.4. ESTUDO DA BIOMASSA

##### 4.4.1. ESTUDOS FÍSICO-QUÍMICOS DOS LODOS

Os lodos das quatro câmaras do Reator Anaeróbio Compartimentado foram analisados separadamente e as principais análises físico-químicas realizadas se encontram na Tabela 4.8.

Todas as análises seguiram métodos preconizados pela APHA (1992), exceto quando especificados.

Os metais analisados tanto qualitativamente (por raio X) quanto quantitativamente (por espectrofotometria de absorção atômica) foram: Zn, Pb, Ni, Fe, Mn, Cu, Cr, Al, Ca, Mg, Cd.

As análises com metais quanto à sua característica qualitativa foram realizadas no Instituto de Física de São Carlos - USP. Foram utilizados microscópio eletrônico de varredura e equipamento acoplado de raio X.

Tabela 4.8 - Parâmetros Físico-Químicos analisados para os lodos do reator e o método de análise

Parâmetro	Método Empregado
Temperatura (°C)	-
PH	Potenciômetro
Alcalinidade Total (mg CaCO <sub>3</sub> /l)	Titulação Potenciométrica (RIPLEY et al. 1961)
Ácidos Voláteis Totais (mg HAc/l)	Titulação Potenciométrica (DI LALLO e ALBERTSON, 1961)
Série de Sólidos (mg/l)	Gravimétrico
DQO <sub>t</sub> (mg/l)	Colorimétrico (GOMES, 1989)
Material Extracelular (g/l)	Colorimétrico (ARAÚJO, 1995)
Metais (mg/l)	Espectrofotometria de Absorção Atômica

#### 4.4.2. AVALIAÇÃO MICROBIOLÓGICA DOS GRÂNULOS

A avaliação microbiológica dos grânulos foi efetuada por microscopia ótica e microscopia eletrônica de varredura, como descrito no item 4.2.3.

#### 4.4.3. ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA

O objetivo principal deste ensaio foi o de determinar a produção potencial de metano, como consequência da atividade microbiana do lodo anaeróbio contido em cada câmara do reator, através de cromatografia gasosa. Posteriormente foi efetuada avaliação e comparação da atividade metanogênica nas câmaras.

Durante o ensaio utilizaram-se quatro frascos para o teste em branco, e um para cada câmara do reator, com réplica, totalizando doze frascos.

O teste em branco não continham substrato.

Utilizaram-se frascos de 500ml com tampa de borracha e lacre nos quais 300ml constituíam a fase líquida e 200ml a fase gasosa.

Como solução de nutrientes e de metais eram utilizadas aquelas sugeridas por PENNA (1994).

Em cada frasco foi adicionado lodo de maneira a perfazer 10g/l de SSV em 300ml, solução de metais e nutrientes e acetato de sódio (2M) (com exceção dos brancos). Os frascos foram incubados a 30°C e eram realizadas análises de gases por cromatografia. No início as leituras tinham que ser mais próximas, podendo ao longo do tempo ficar espaçadas. O equipamento utilizado foi o mesmo descrito no item 4.2.4 e cujas curvas de calibração se encontram no Anexo 1.

Os resultados obtidos eram tratados de forma gráfica e os cálculos realizados de acordo com a metodologia descrita por ARAÚJO (1995).

#### **4.4.4. TRATAMENTO DOS DADOS REFERENTES À BIOMASSA**

Ao final de todos os experimentos os dados físicos e químicos foram tratados estatisticamente e representados sob a forma de gráficos ou tabelas. Os resultados microbiológicos foram apresentados sob a forma de fotos e analisados com a ajuda de bibliografia específica e profissionais especializados na área.

Aliando-se todos estes resultados fez-se uma avaliação qualitativa da constituição, formação, importância e funcionamento da biomassa no sistema. Juntamente com os dados específicos da biomassa, se contou quando necessário, com os resultados obtidos para a fase líquida e gases no reator.

## **5. RESULTADOS E DISCUSSÃO**

### **5.1. GENERALIDADES**

O trabalho foi desenvolvido durante fases distintas em função das características apresentadas pelo reator, uma vez que, foram procedidas várias modificações no sistema de recalque do efluente bruto e de alimentação do reator, conforme citado na metodologia e brevemente repetido neste capítulo para que assim se possa melhor entender o desenvolvimento da pesquisa.

Assim sendo, pode-se resumidamente descrever as seguintes fases do trabalho a seguir.

#### **1ª Fase**

- Reator se encontrava em operação com lodo e grânulos formados;
- Efetuada reforma da elevatória para melhoria das condições de operação e alimentação;
- Operação nas condições reinantes durante 30 dias, até que verificou-se o equilíbrio, sendo, à partir desta data iniciados levantamentos dos primeiros dados das frações líquida e sólida;

- Foram avaliadas as concentrações referentes aos parâmetros DQO, Alcalinidade, Ácidos Voláteis, Sólidos, etc;
- Após verificação das condições apresentadas pelo reator foi procedida a inoculação, (sugerida por NOUR,1996), com lodo anaeróbio proveniente de indústria alimentícia sem o descarte do lodo já granulado que se encontrava no reator;
- Operação do reator, nas condições relatadas durante 60 dias aproximadamente com acompanhamento dos dados das frações líquida e sólida, levantando-se os mesmos parâmetros anteriores à inoculação;
- O reator foi paralisado para instalação do decantador de placas planas paralelas e de sistema de aspersão "chuveiro" de efluente tratado, para que se pudesse desfazer a camada de lodo (escuma) flotante existente na primeira câmara.

## **2ª Fase**

- O reator foi reformado e teve sua operação reiniciada no início de fevereiro de 1998;
- Acompanhamento através das concentrações dos parâmetros pH, Alcalinidade, Ácidos Voláteis, DQO, Sólidos, etc, das frações líquida, sólida e gasosa;
- Nesta fase procedeu-se ao levantamento do perfil para as fases líquida e gasosa do reator quando foram efetuadas coletas de amostras das 4 câmaras, durante 24 horas, com coletas de 3 em 3 horas quando foram determinados os valores das concentrações de DQO, Alcalinidade, Sólidos, pH etc;
- Com lodo coletado nas diferentes câmaras e com efluentes das câmaras utilizados como substrato, foram desenvolvidos ensaios para por meio dos

dados de DQO, proceder-se ao estudo dos parâmetros cinéticos intrínsecos (VIEIRA, 1997).

### **3ª Fase**

- Com os dados obtidos por POVINELLI (1994) foi efetuado estudo de modelos hidrodinâmicos;
- O método utilizado foi o proposto por LEVENSPIEL (1974)

Para efeito de apresentação e de discussão dos resultados apresenta-se o trabalho assim dividido:

- Estudo referente à biomassa
- Estudo da cinética intrínseca para as diferentes câmaras
- Estudo hidrodinâmico quantitativo do reator

## **5.2. AVALIAÇÃO DO REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO DURANTE 24 HORAS DE UM DIA TÍPICO**

O ensaio realizado durante 24 horas teve o intuito de estudar o caminhamento do afluente ao longo das câmaras em um dia normal.

As coletas de amostras são realizadas de forma pontual ou composta durante o dia. O que se pretendeu foi verificar que tipo de coleta seria mais significativa.

Foram utilizados tempos de detenção hidráulica de 3,71; 3,71 e 3,97 h respectivamente para a primeira, segunda e terceira câmaras do reator, de acordo com sua concepção geométrica. Porém os ensaios hidrodinâmicos mostraram um adiantamento no pico da curva resposta do traçador, concluindo-se que estes tempos de detenção seriam menores.

Utilizou-se, então, tempo de detenção hipotético de 3h para as três primeiras câmaras, admitindo-se que este período representasse significativamente as saídas do afluente através das câmaras.

Procedeu-se a realização de coleta de amostras de 3 em 3 horas para que houvesse aproximação temporal com o tempo de detenção determinado. Assim o afluente que entrou às 9h na câmara 1 saíria desta e entraria na câmara 2 às 12h e saíria da câmara 2 e entraria na 3 às 15h, saindo da terceira às 18h. Desta maneira pode-se melhor avaliar o comportamento do reator.

As amostras depois de coletadas eram analisadas imediatamente, pois o período de 3 horas entre coletas era suficiente para isto. Os resultados dos principais parâmetros estudados encontram-se nas Figuras 5.1 a 5.8. A Tabela 5.1 apresenta os resultados da média diária dos parâmetros e a Figura 5.9 o comportamento dos parâmetros ao longo das câmaras.

Tabela 5.1 – Média dos parâmetros monitorados no Reator Anaeróbio Compartimentado durante 24 horas.

PARÂMETRO	BRUTO	CÂMARA 1	CÂMARA 2	CÂMARA 3	DECANTADOR
pH	7,51 ± 0,15	7,12 ± 0,06	7,10 ± 0,07	7,13 ± 0,07	7,17 ± 0,08
Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	106 ± 13	118 ± 8	142 ± 17	176 ± 22	183 ± 22
Alcalinidade Parcial (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	76 ± 9	74 ± 5	92 ± 11	118 ± 14	122 ± 14
Ácidos Voláteis (mgHAc/L)	19 ± 3	29 ± 3	28 ± 2	27 ± 9	20 ± 4
DQO total (mg/L)	429 ± 75	343 ± 35	287 ± 25	192 ± 37	178 ± 39
Sólidos Sedimentáveis (mL/L)	1,5 ± 2	0 ± 0	0 ± 0	0 ± 0	0 ± 0
Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)	113 ± 37	57 ± 22	42 ± 15	27 ± 7	24 ± 7
Metano (%)		49 ± 7	74 ± 8	78 ± 4	71 ± 5

Os números são representados na tabela na forma  $M \pm \delta$  no qual:

M : média dos parâmetros levantados

$\delta$  : desvio padrão dos dados levantados

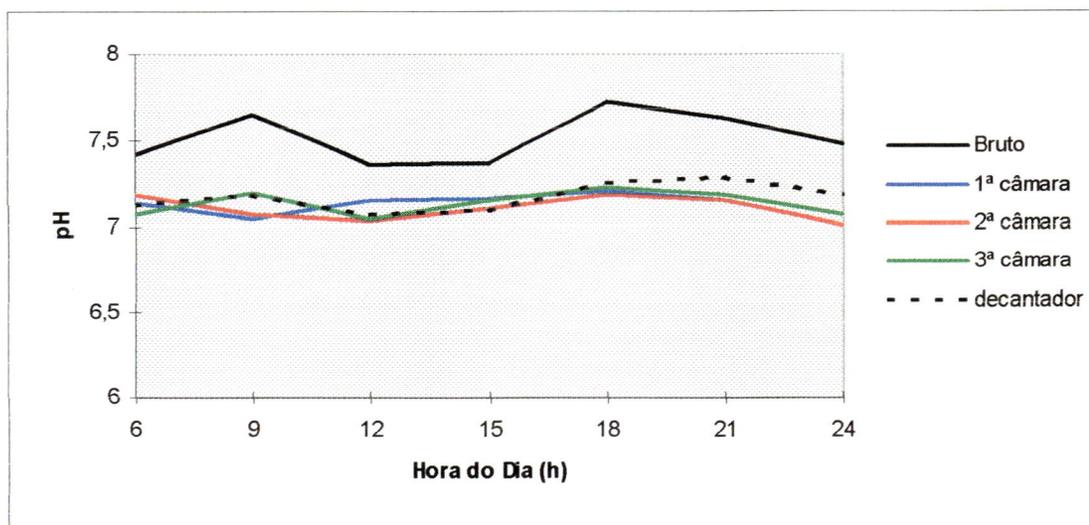


Figura 5.1 - Valores de pH ao longo de um dia para o afluente e efluentes das câmaras.

Como pode ser observado através da Figura 5.1 não existem variações muito grandes no pH, tanto para o afluente quanto para os efluentes das câmaras. Esta variação situa-se na faixa de 7,0 a 7,6 para todo o sistema. A Tabela 5.1 contém os dados de desvios padrão que confirmam maiores variações para o afluente bruto, diminuindo bastante para as câmaras, o que implica em uma maior estabilidade.

A tendência ao longo das câmaras é apresentada através da Tabela 5.1 e Figura 5.9 (a), e exibem claramente uma diminuição de pH nas saídas das câmaras 1 e 2, voltando a aumentar na sequência destas.

A intenção deste experimento foi a de se observar se a média representava a realidade existente no sistema. Pois bem, como foi dito anteriormente, se uma amostra de afluente entrar no sistema às 6 horas da manhã ela estará saindo da primeira câmara às 9h. Se observarmos o primeiro dado para pH nas Tabelas do Anexo 2, verifica-se que às 6h o pH era de 7,42 e às 9h de 7,04. Acompanhando-se o mesmo raciocínio para as próximas câmaras teremos para as 12h um pH de 7,03 e para as 15h de 7,15. Pode-se utilizar o mesmo raciocínio para as coletas subsequentes e sempre se verificará a mesma tendência da média

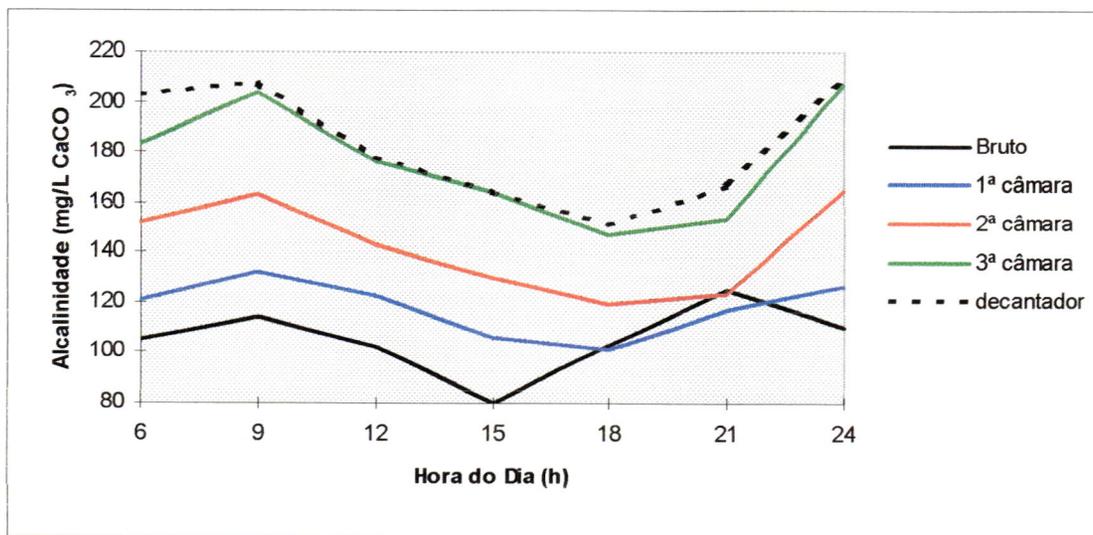


Figura 5.2 - Alcalinidade Total (mg CaCO<sub>3</sub>/L) ao longo de um dia para o afluente e efluentes das câmaras.

Analisando-se a Figura 5.2 observa-se claramente uma tendência ao aumento da alcalinidade ao longo das câmaras, o que é perfeitamente natural em um sistema como este. O interessante é que neste caso, os desvios padrão tendem a aumentar mais nas últimas câmaras, mostrando maior desequilíbrio deste parâmetro ao longo do reator.

Outra observação importante, é que visualmente os parâmetros parecem variar linearmente ao longo das coletas e não diagonalmente como deveria ao longo das horas para as diferentes câmaras. Observando-se a Tabela 5.1 e Figura 5.9 (b) tem-se uma avaliação da tendência da média. Utilizando-se as Tabelas do Anexo 2, pode-se notar que variando-se as horas nas diferentes coletas, como foi efetuado para o pH, a tendência também será a mesma da média, mas este parâmetro tem variações grandes de coleta para coleta. Tomando-se o horário das 9h (segunda coleta) obtem-se um valor de 114 mg CaCO<sub>3</sub>/L para o afluente, e às 12h (terceira coleta), 122 mg CaCO<sub>3</sub>/L para a primeira câmara e sucessivamente obteremos 130 e 147 mgCaCO<sub>3</sub>/L para as saídas das câmaras 2 e 3 respectivamente. Para o afluente bruto de outra coleta, as porcentagens de aumento da alcalinidade, mudam completamente, verificando-se a necessidade de coletas compostas para as amostras.

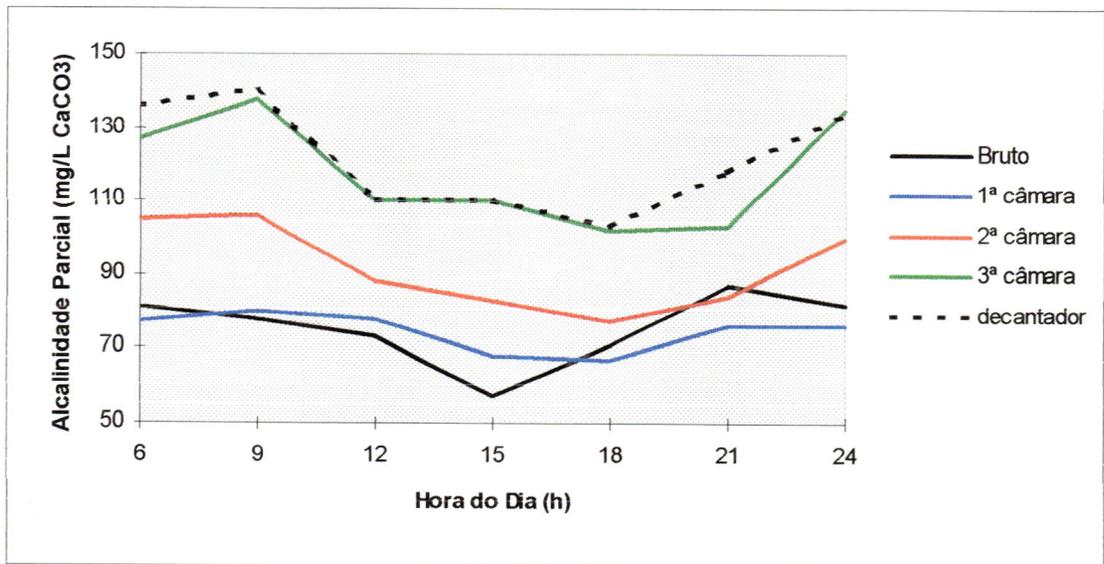


Figura 5.3 - Alcalinidade Parcial (mg CaCO<sub>3</sub>/L) ao longo de um dia para o afluente e efluentes das câmaras.

A alcalinidade parcial (Figura 5.3) mostra tendência semelhante a alcalinidade total, apresentando também maiores desvios padrão nas últimas câmaras e também maior probabilidade de oscilações do parâmetro ao longo das câmaras. As relações alcalinidade intermediária (pH 5,75 e 4,30) e alcalinidade parcial (até pH 5,75) (AI/AP), podem fornecer uma boa avaliação no aumento da alcalinidade devido aos ácidos orgânicos voláteis (AOV). Isto se mostra necessário para verificar a importância devida a ácidos (AI) na alcalinidade e o efeito tampão devido a bicarbonatos (AP). Tem-se AI à partir da alcalinidade total menos a parcial. Para o afluente bruto e câmaras 1; 2; 3 e 4 a relação AI/AP foi respectivamente 0,40; 0,60; 0,54; 0,50 e 0,50 em média. Estes valores também oscilaram, principalmente na saída da terceira câmara.

Para os valores de alcalinidade parcial variando e também oscilações para a relação AI/AP ao longo das coletas, mostrou-se a necessidade de coletas compostas ao longo do dia. Note-se que neste caso as maiores oscilações não ocorrem no afluente bruto e sim nas câmaras, assim como acontece com a alcalinidade total e também com a alcalinidade intermediária. Verificar-se -á a seguir a maior tendência de produção de AOV na saída da segunda câmara do reator como indicou a relação AI/AP.

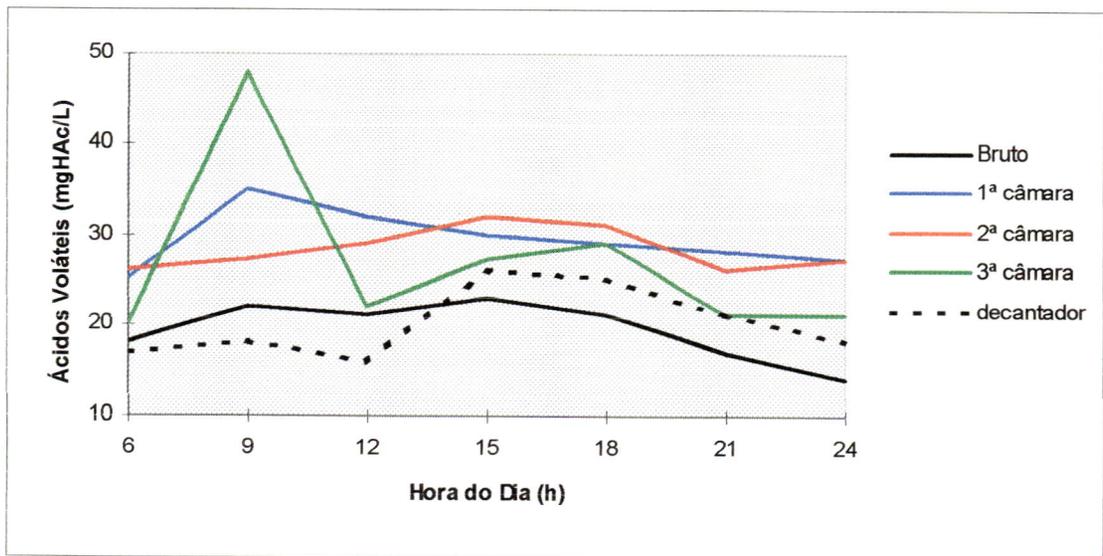


Figura 5.4 - Ácidos Voláteis Totais (mg HAc/L) ao longo de um dia para o afluente e efluentes das câmaras.

Segundo a Figura 5.4 e 5.9 (d) e também a Tabela 5.1, os ácidos voláteis tendem a aumentar na saída da primeira câmara, decrescendo a seguir ao longo das câmaras em média.

Verifica-se que as maiores oscilações neste parâmetro ocorrem na saída da câmara 3, à partir dos desvios padrão das médias. As coletas representadas nas Tabelas do Anexo 2, apresentam valores coerentes com a média para as saídas das câmaras ao longo das horas e coletas. Por exemplo, a amostra do afluente bruto coletada às 6 horas, saiu da primeira câmara do reator somente na coleta das 9 horas. Seguindo-se este raciocínio para as outras câmaras verificam-se para este afluente valores de 18, 35, 29, 27mgHAc/L para o afluente e saídas da primeira, segunda e terceira câmaras respectivamente.

Para o afluente da coleta que se iniciou às 9 horas, os aumentos e posteriores remoções de ácidos voláteis tiveram uma porcentagem diferente do primeiro exemplo, e também muito variável, o que indicou a necessidade de coletas compostas de amostras para análise deste parâmetro.

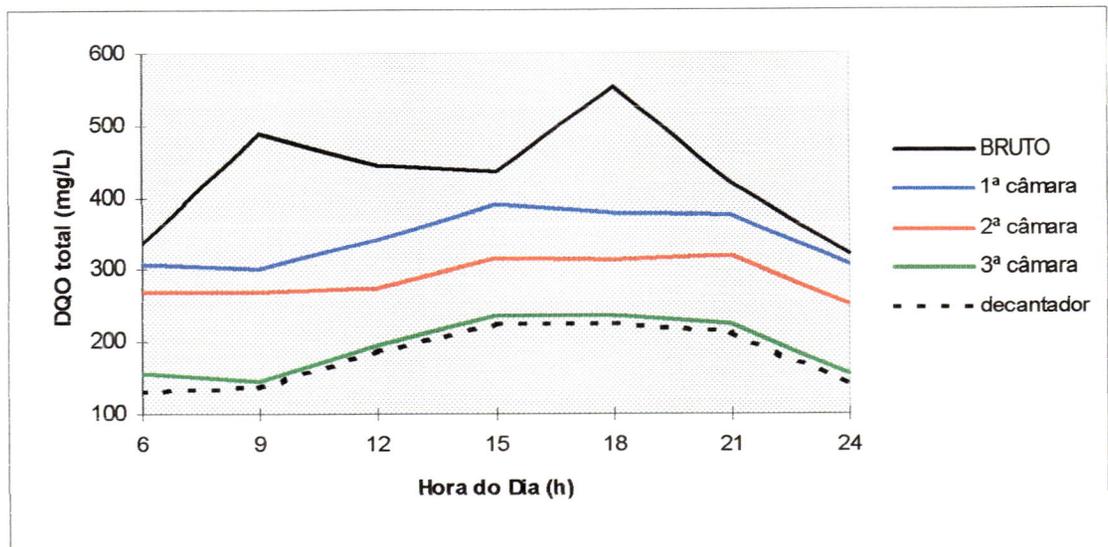


Figura 5.5 - DQO (mg/L) ao longo de um dia para o afluente e efluentes das câmaras.

De acordo com a Figura 5.5 e Tabela 5.1, somente o valor do alto desvio padrão do afluente bruto, e as altas oscilações apresentadas no gráfico, já justificariam uma coleta composta, pelo menos para o esgoto doméstico.

Os valores dos desvios padrão para as câmaras são cerca de duas vezes menores que para o afluente, o que poderia indicar uma estabilidade no sistema.

Voltando-se para o raciocínio dos parâmetros anteriores e para as Tabelas do Anexo 2 verifica-se tendência parecida com as médias, que é a de diminuição da DQO total ao longo das câmaras.

Quando o afluente passa pelo reator, dependendo da hora e concentração que entrou apresentará uma remoção diferente. Neste caso, foi necessária a adoção de coletas compostas diárias para a coleta de amostras.

É importante notar que as concentrações deste parâmetro eram bem mais constantes dentro do sistema, apresentando uma redução no desvio padrão na câmara 2, que era a mais estável em termos metanogênicos e aumentando na saída da terceira câmara, na qual ocorria, às vezes, expulsão de sólidos do sistema. A DQO é parâmetro importante para avaliação do desempenho de reatores, sendo que a coleta para avaliação deste deve ser a mais precisa possível.

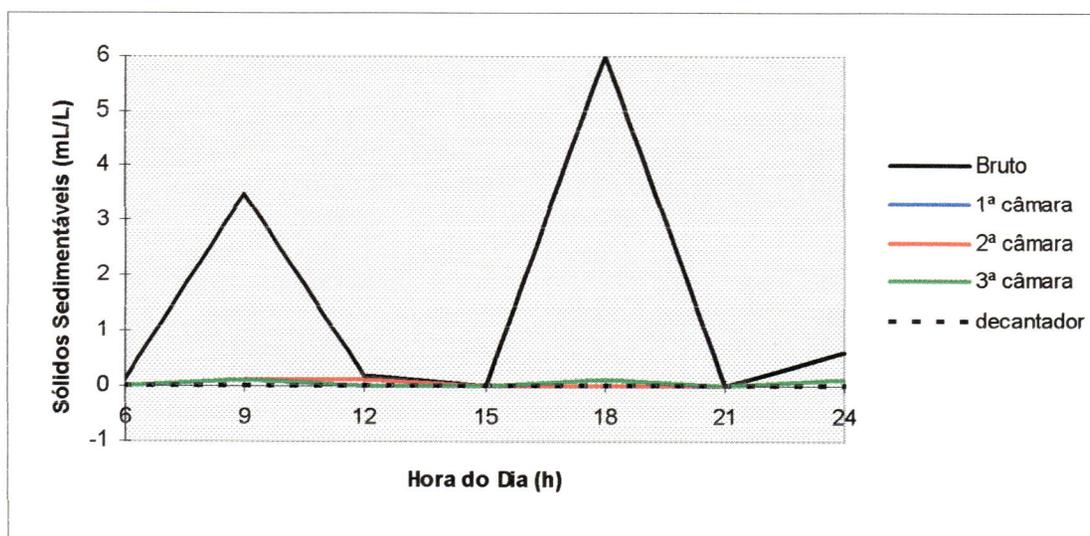


Figura 5.6 - Sólidos sedimentáveis (mL/L) ao longo de um dia para o afluente e efluente das câmaras.

Verifica-se na Tabela 5.1 e na Figura 5.6 que os sólidos sedimentáveis estão presentes quase que exclusivamente no afluente bruto que alimenta o sistema de câmaras do reator anaeróbio compartimentado.

Nas demais câmaras tem-se um desvio padrão dos dados nulo, significando que não existem variações do parâmetro ao longo do reator. Desta forma seriam necessárias apenas amostras compostas do afluente.

O que se pode observar com clareza é que a primeira câmara do reator, além de possuir atividade biológica, também funcionava como decantador, no qual poderia ficar retida grande parte dos materiais inertes e possivelmente metais em forma de precipitados que porventura se encontrassem no afluente.

No caso deste ítem apenas interessa avaliar o comportamento do reator em função da média de uma coleta de 24 horas, portanto uma análise mais quantitativa. A análise qualitativa dos parâmetros será efetuada em ítems seguintes.

Mais uma vez recomenda-se o uso de coleta de amostras compostas ao longo de um dia da semana para análise dos parâmetros estudados.

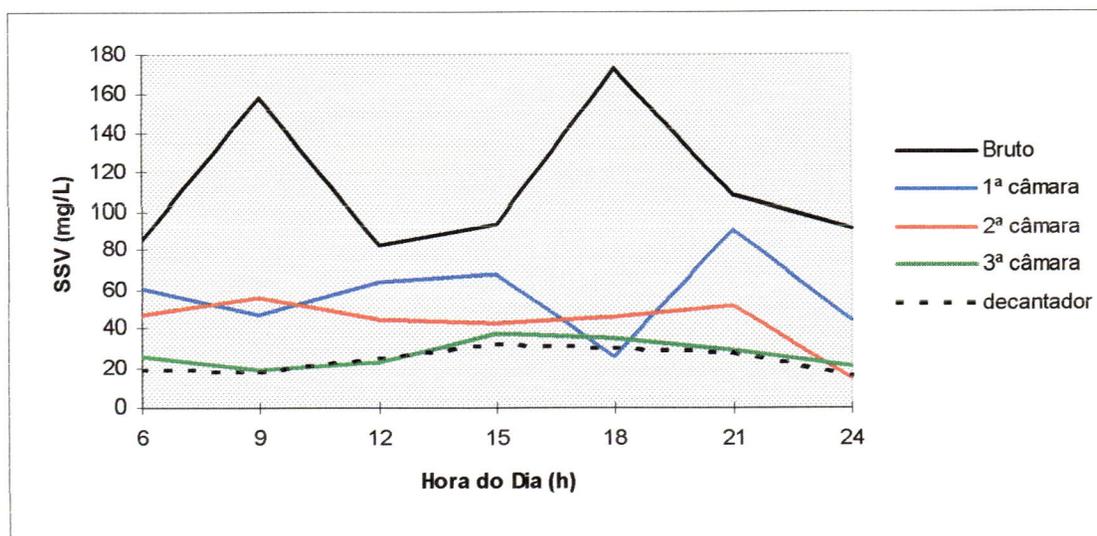


Figura 5.7 - Sólidos suspensos voláteis (mg/L) ao longo de um dia para o afluente e efluente das câmaras.

Os sólidos suspensos voláteis (SSV) tendem a decrescer ao longo das câmaras do reator segundo a Tabela 5.1 e Figura 5.9 (f), que apresentam as médias do dia.

O que se pode verificar através das Tabelas do Anexo 2 é que as coletas e respectivas saídas das câmaras ocorridas em coletas subsequentes tendem a corroborar com este fato.

Adentrando-se em uma análise mais qualitativa verifica-se que os desvios padrão deste parâmetro para o afluente e primeira câmara são maiores, sugerindo-nos coleta composta. Estes desvios, passam a ser reduzidos ao longo das câmaras, sendo que, na saída da unidade não seria necessário este processo devido à maior estabilidade.

Como há uma miscelânea de conclusões de acordo com cada câmara sugeriu-se a realização de coletas compostas (3 em 3 horas), para todo o reator.

As variações do parâmetro ao longo do tempo e das câmaras varia muito para o afluente e primeira câmara e torna-se bastante estável para as câmaras subsequentes. Para esta conclusão utilizou-se o mesmo raciocínio de 3 em 3 horas proposto no trecho que se comenta sobre pH.

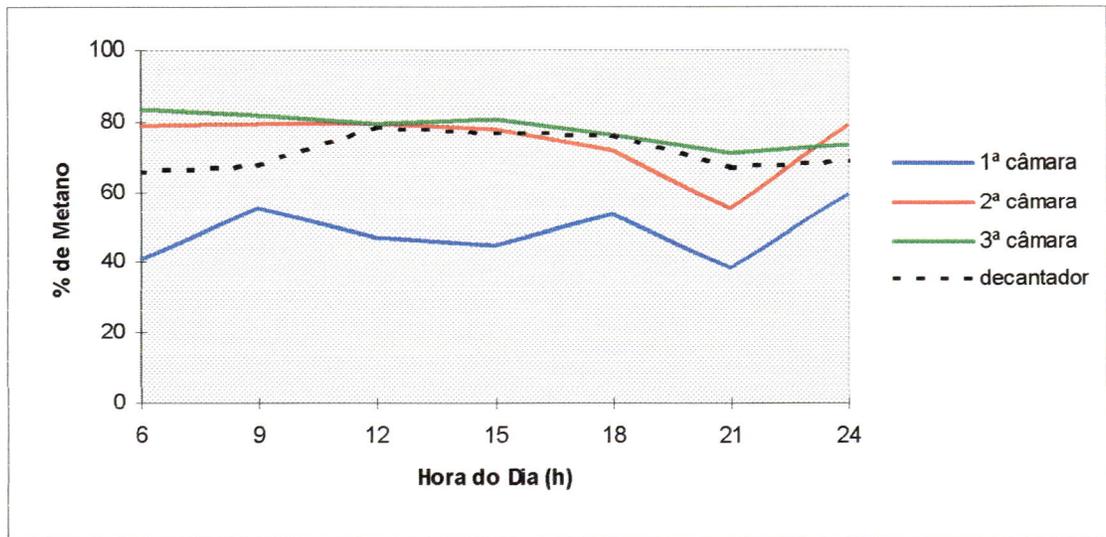


Figura 5.8 - Gases gerados no sistema ao longo de um dia em cada câmara em termos de % de metano.

As porcentagens de metano no gás gerado nas câmaras é muito pouco variável ao longo das horas do dia para cada câmara, como pode ser verificado na Figura 5.8. Exceto a primeira câmara, a média nas consecutivas se estabelece na faixa de 71 a 78% de metano no gás produzido. A primeira câmara apresenta uma média de 49%, mas a faixa de variação fica entre 40 e 60% ao longo do dia. Pode-se avaliar que as câmaras 2 e 3 são mais constantes na produção de metano, por apresentarem melhores condições para a metanogênese, como por exemplo, maior quantidade de ácidos voláteis.

A interpretação feita de 3 em 3 horas ao longo das coletas e câmaras não funciona para este caso, pois acredita-se que o gás não seja levado de uma câmara para outra em grandes quantidades e sim produzido nela.

As oscilações na primeira câmara recomendariam que inclusive para o gás se compusessem resultados. Neste caso seriam necessárias algumas coletas diárias e a realização de média aritmética ou ponderada em relação aos intervalos de tempo entre coletas. Na prática, uma coleta diária pode ajudar na verificação da estabilidade do sistema. Conhecendo-se as médias e os intervalos de variação é possível inferir se o sistema apresenta problemas ou não.

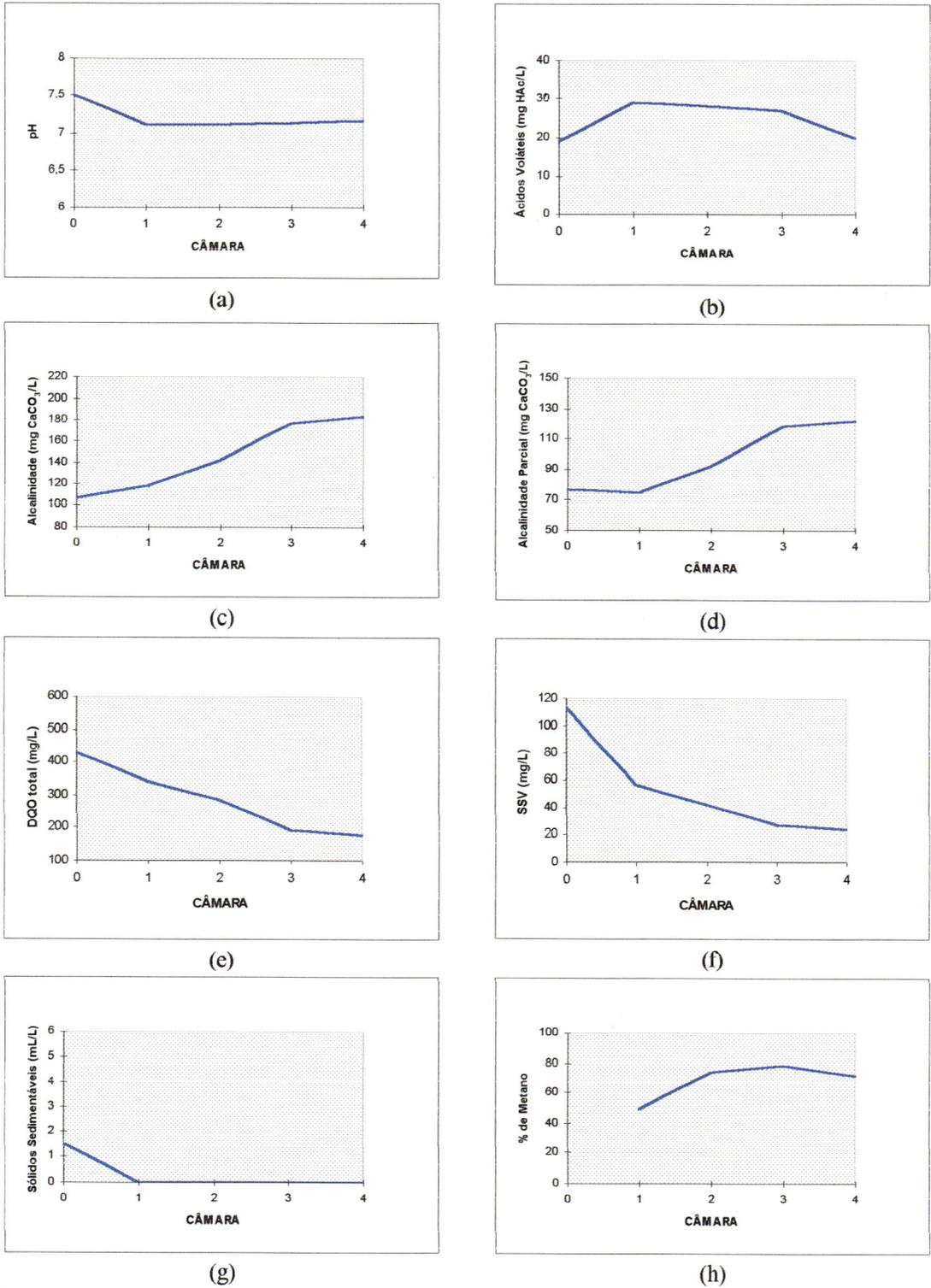


Figura 5.9 – Média dos parâmetros levantados durante 24 horas ao longo das câmaras. (a) pH; (b) Ácidos Voláteis (mgHAc/L); (c)Alcalinidade Total (mgCaCO<sub>3</sub>/L); (d) Alcalinidade Parcial (mgCaCO<sub>3</sub>/L); (e) DQO total (mg/L); (f)Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L); (g) Sólidos Sedimentáveis (mL/L); (h)Porcentagem de Metano.

### 5.3 - MONITORAMENTO DA FASE LÍQUIDA DO REATOR DURANTE O EXPERIMENTO

Pode-se dividir os estudos efetuados para constatação da eficiência do reator na fase líquida em dois momentos a saber: antes e após a inoculação com lodo anaeróbio.

Os valores médios para os principais parâmetros analisados tanto para o afluente bruto, quanto para os efluentes das câmaras, encontram-se na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 - Parâmetros avaliados para a fase líquida

Parâmetro	Antes da Inoculação					Após a Inoculação				
	Bruto	CAM 1	CAM 2	CAM 3	CAM 4	Bruto	CAM 1	CAM 2	CAM 3	CAM 4
pH	6,8	6,8	6,8	6,8	6,9	7,4	7,3	7,2	7,3	7,3
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> /l)	115	144	158	166	167	114	129	134	143	143
Ácidos Voláteis (mg Hac/l)	31	35	36	28	27	27	29	28	22	21
DQO <sub>total</sub> (mg/l)	490	370	328	278	218	429	298	246	170	157
DQO <sub>filtrada</sub> (mg/l)	170	149	128	115	107	162	129	99	72	72
Sólidos Totais (mg/l)	654	583	538	507	437	433	341	309	284	240
Sólidos Voláteis (mg/l)	451	370	330	267	258	275	237	171	194	160
Sólidos Suspensos Totais (mg/l)	203	151	132	105	64	163	86	82	50	45
Sólidos Suspensos Voláteis (mg/l)	174	124	105	83	53	132	70	67	40	39
Nitrogênio Total (mg/l)	27,2	31,3	30,3	30,2	29,3	26,2	25,0	21,7	24,2	20,5
Nitrogênio Amoniacal (mg/l)	17,1	21,2	22,6	24,4	23,5	9,9	10,8	10,9	11,4	10,7
Taxa de Carregamento Orgânico (Kg DQO/m <sup>3</sup> .dia)	0,98	3,17	2,40	2,00	10,18	1,00	3,18	2,21	1,72	7,14

A seguir são apresentados, na forma de gráficos, os valores dos parâmetros analisados ao longo do tempo. Estes gráficos estão compreendidos nas Figuras 5.10 a 5.29. As médias dos parâmetros ao longo das câmaras são apresentadas também sob a forma gráfica e estão contidas nas Figura 5.30 a 5.33.

Após a apresentação das figuras será efetuada uma discussão de cada parâmetro e após a discussão de todos os parâmetros interrelacionados.

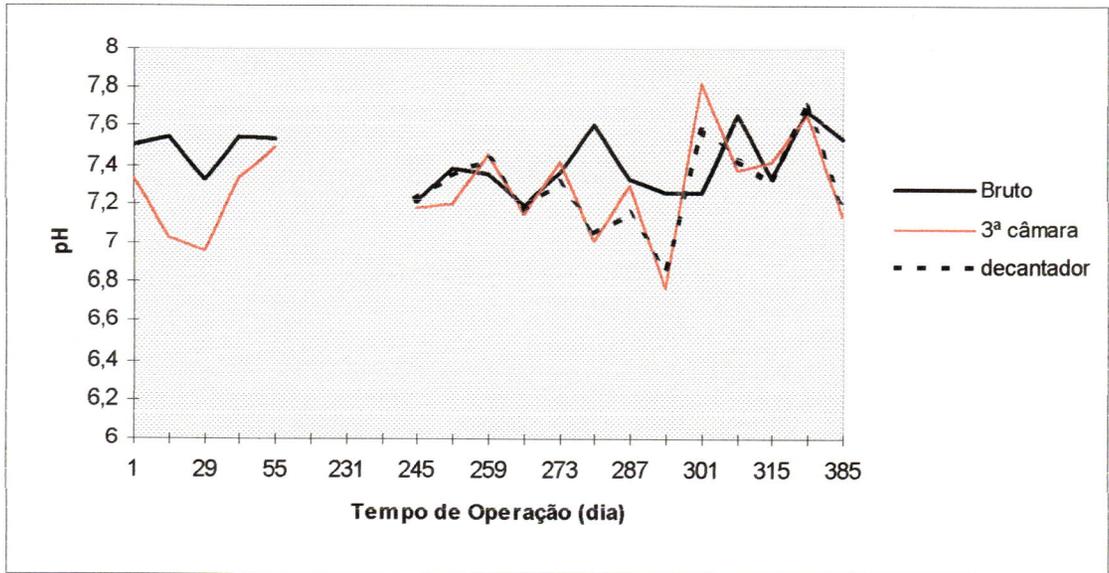


Figura 5.10 - pH do afluente e dos efluentes das câmaras.

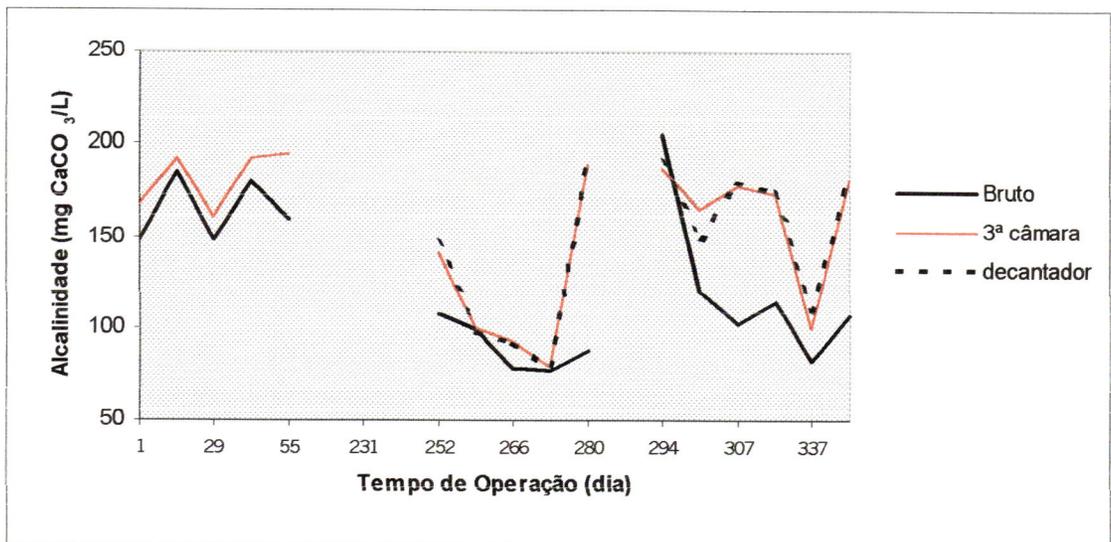


Figura 5.11 - Alcalinidade Total (mg CaCO<sub>3</sub>/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.

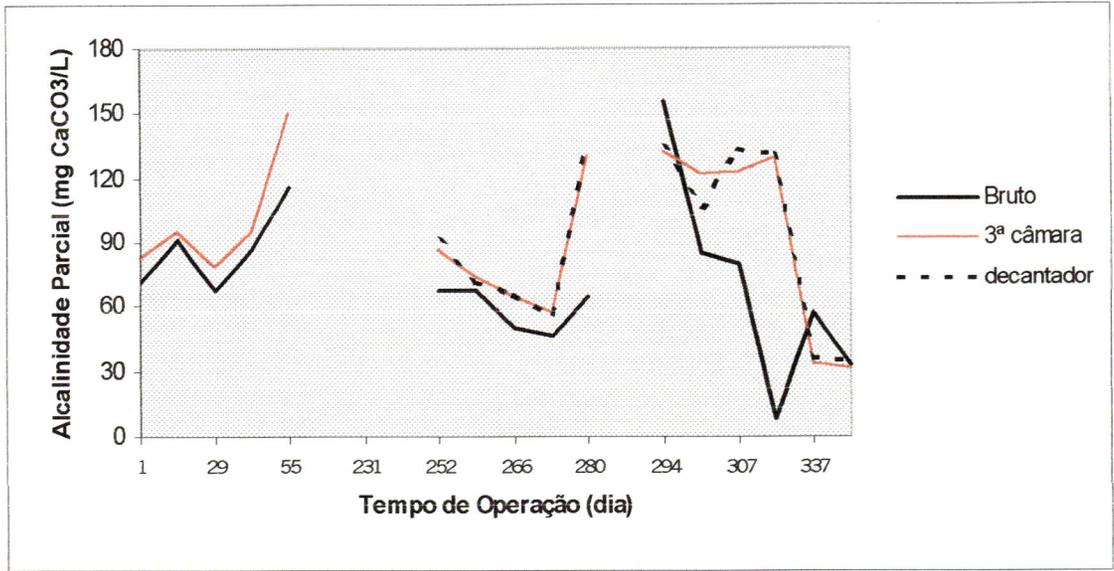


Figura 5.12 - Alcalinidade Parcial (mg CaCO<sub>3</sub>/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.

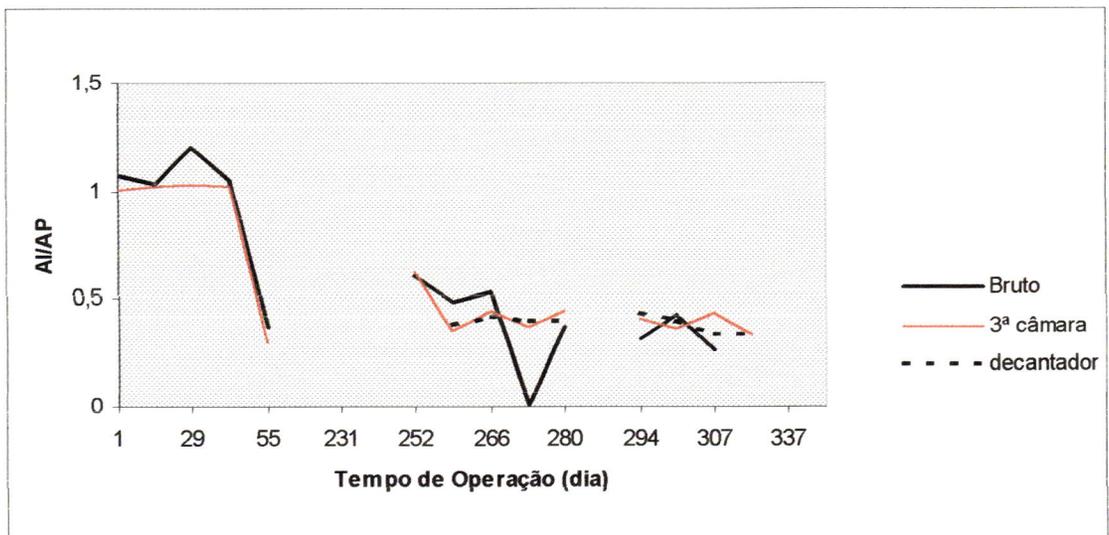


Figura 5.13 - Alcalinidade Intermediária/Alcalinidade Parcial do afluente e dos efluentes das câmaras.

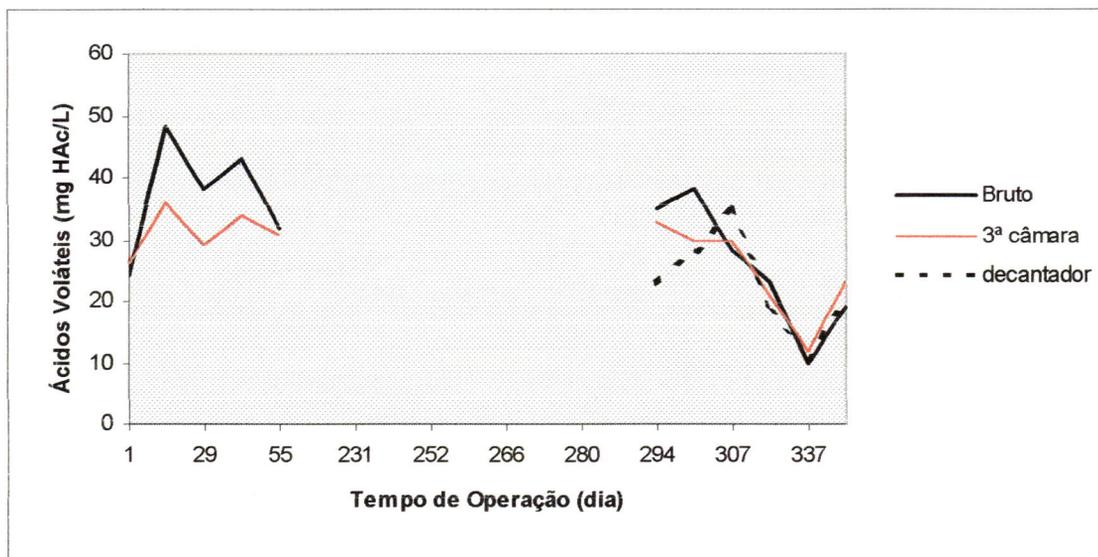


Figura 5.14 - Ácidos Voláteis Totais (mg HAC/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.

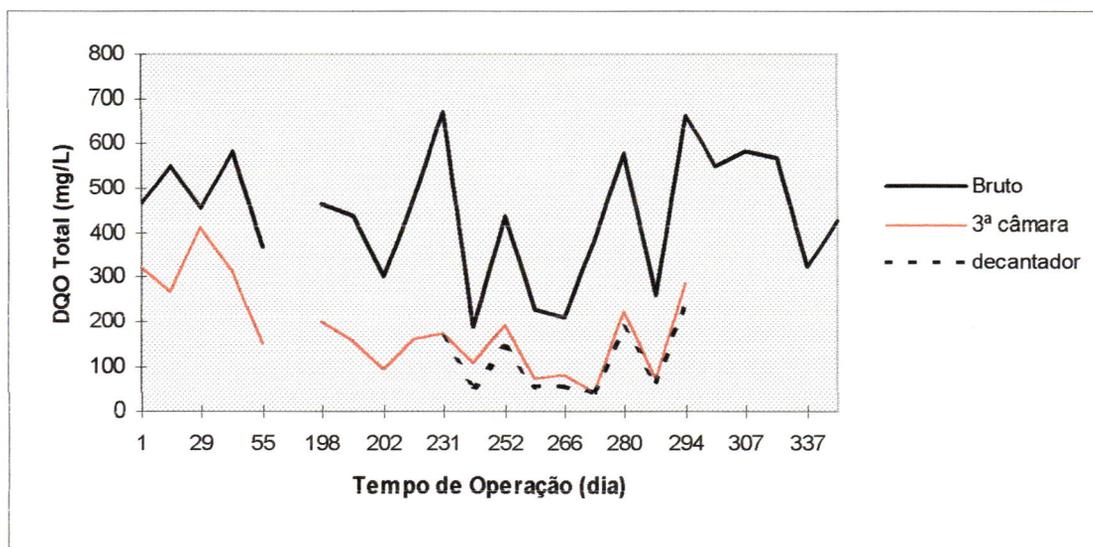


Figura 5.15 – DQO de amostras brutas (DQO<sub>i</sub>) (mg/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.

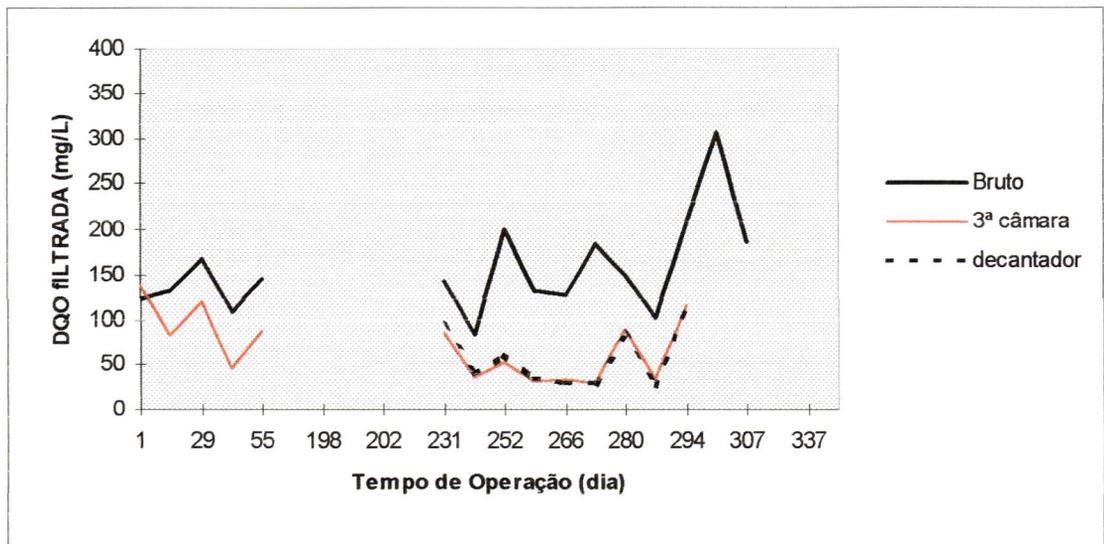


Figura 5.16 - DQO de amostra filtrada (DQO<sub>f</sub>) (mg/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.

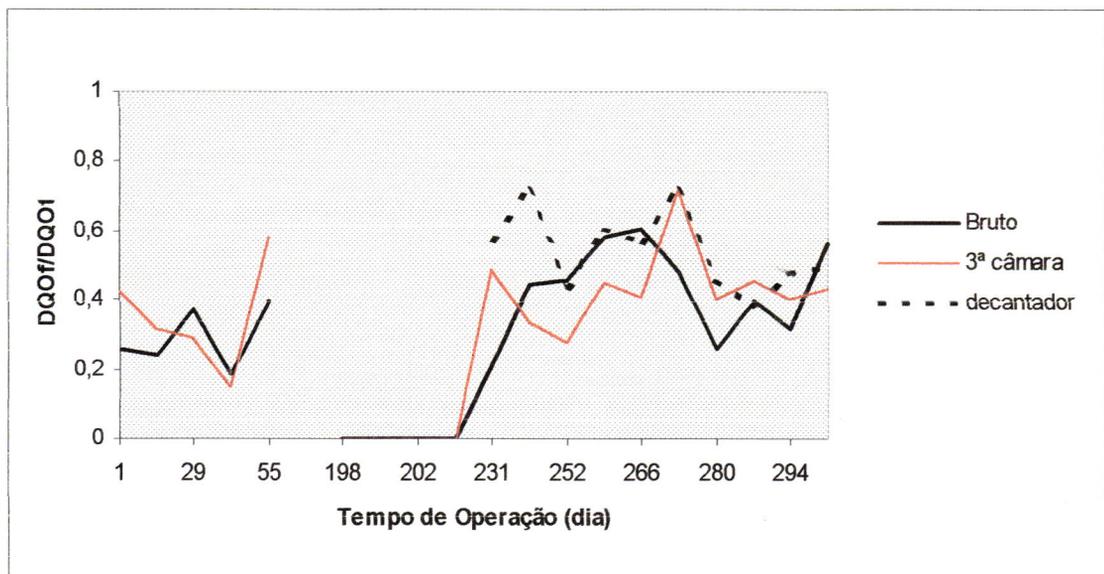


Figura 5.17 - DQO<sub>f</sub> / DQO<sub>t</sub> do afluente e dos efluentes das câmaras.

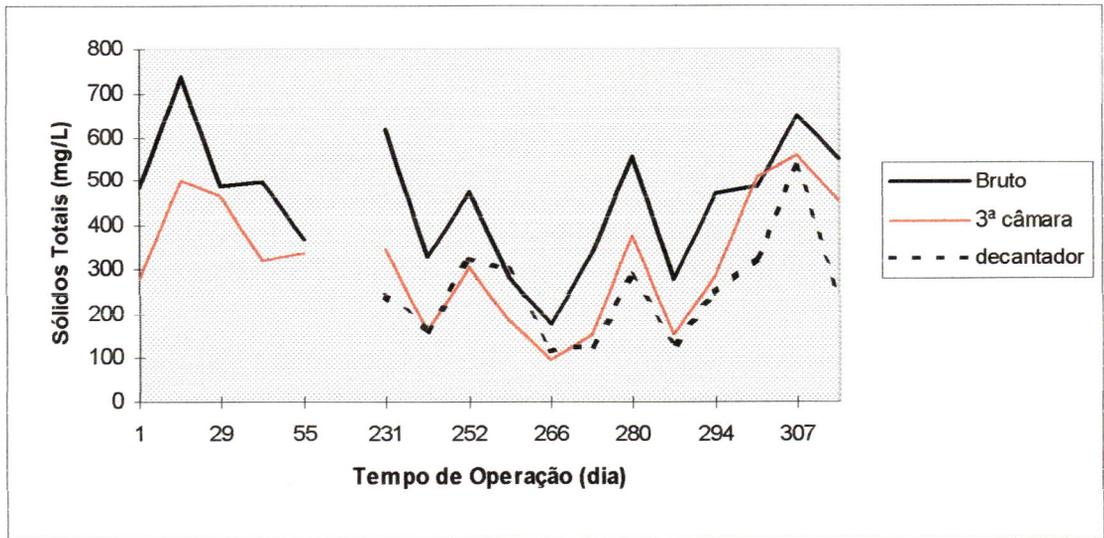


Figura 5.18 - Sólidos Totais (mg/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.

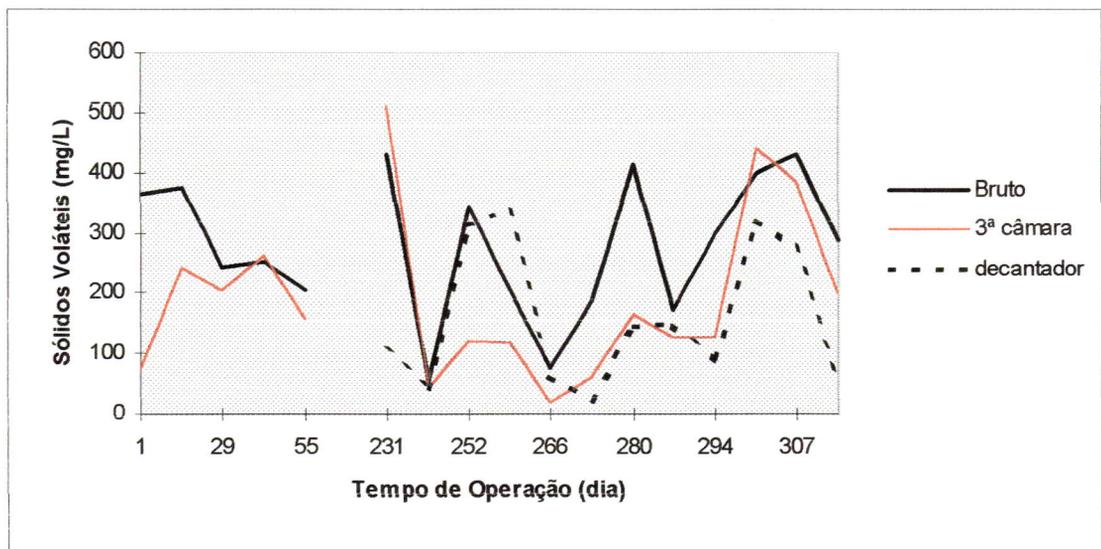


Figura 5.19 - Sólidos Voláteis (mg/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.

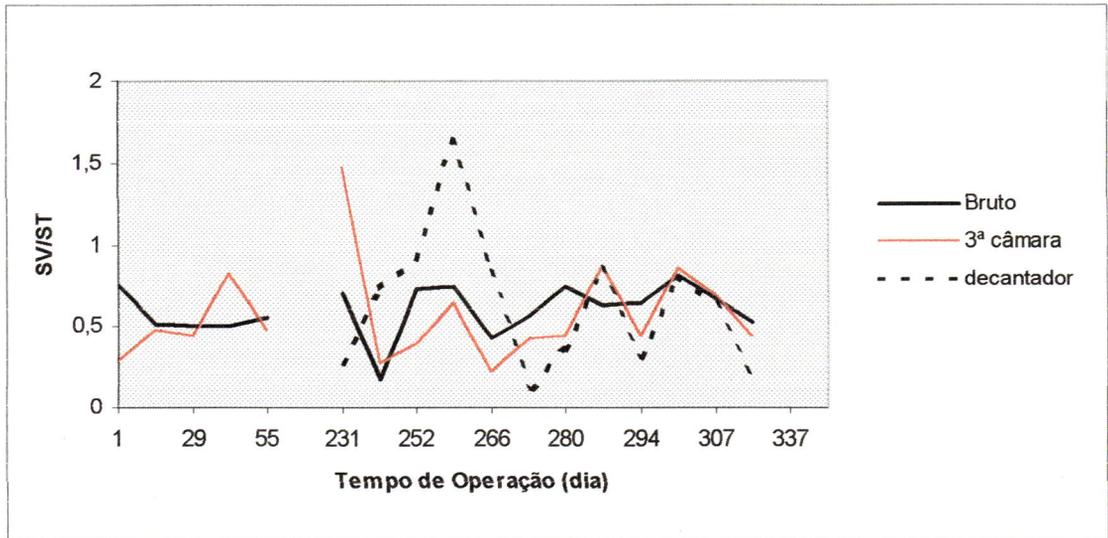


Figura 5.20 - Sólidos Voláteis/Sólidos Totais do afluente e dos efluentes das câmaras.

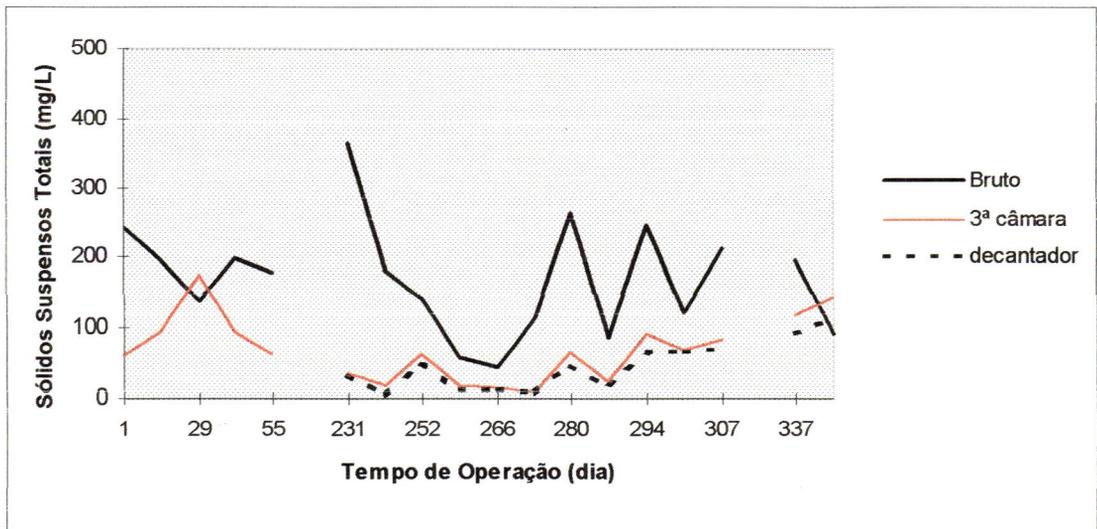


Figura 5.21 - Sólidos Suspensos Totais (mg/L) do afluente e dos efluentes da câmaras.

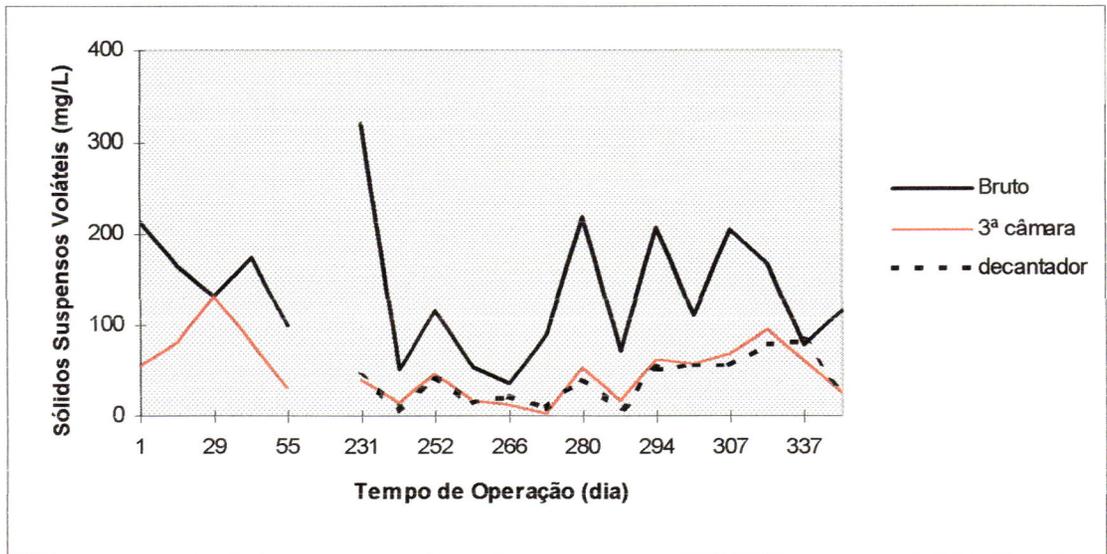


Figura 5.22 - Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L) do afluente e dos efluentes das câmaras.

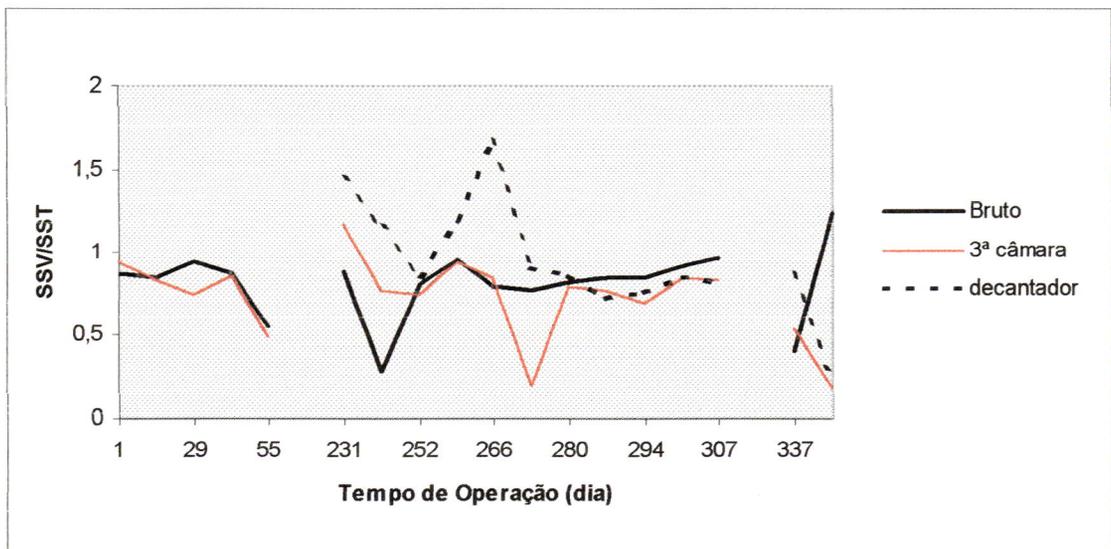


Figura 5.23 - Sólidos Suspensos Voláteis/Sólidos Suspensos Totais do afluente e dos efluentes das câmaras.

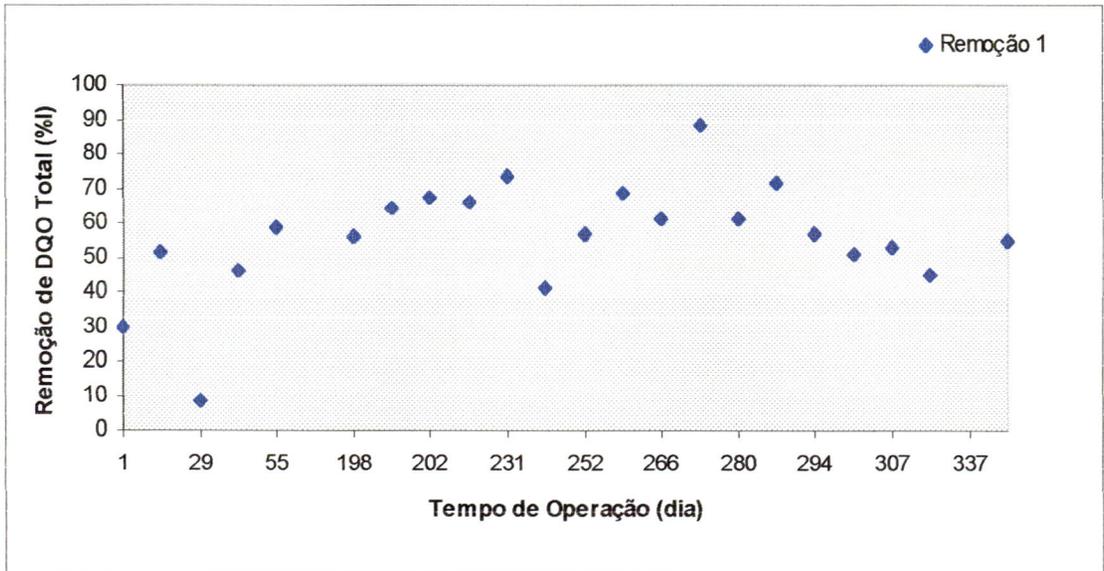


Figura 5.24 - Remoção de  $DQO_t$  no sistema (%).

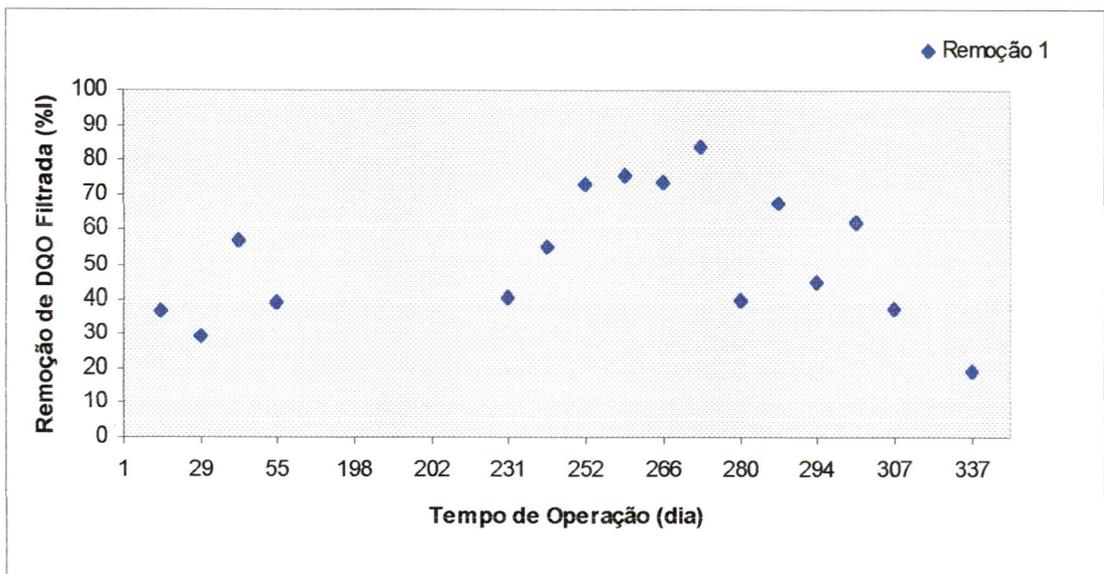


Figura 5.25 - Remoção de  $DQO_f$  no sistema (%).

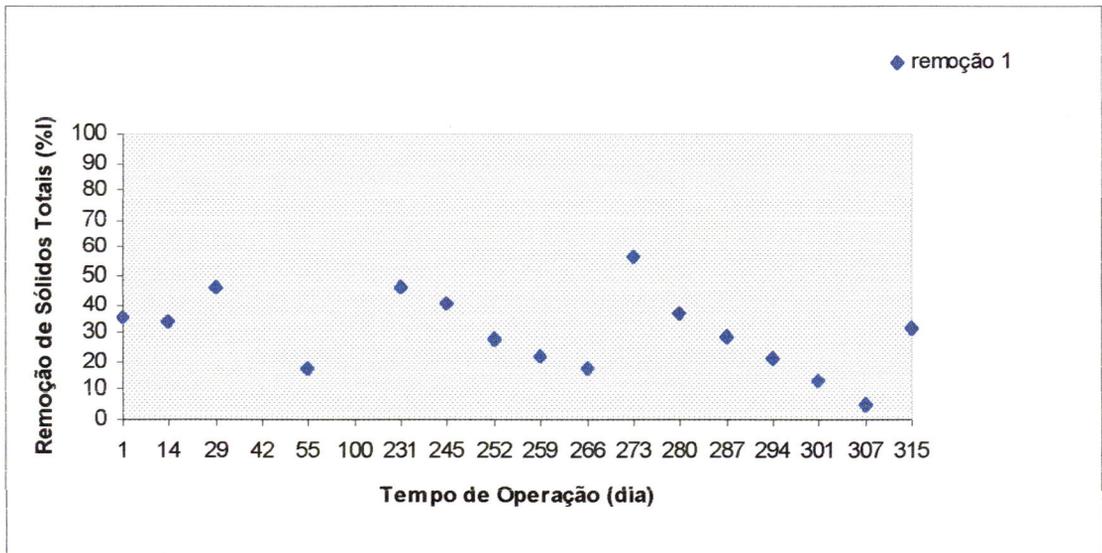


Figura 5.26 - Remoção de Sólidos Totais no sistema (%).

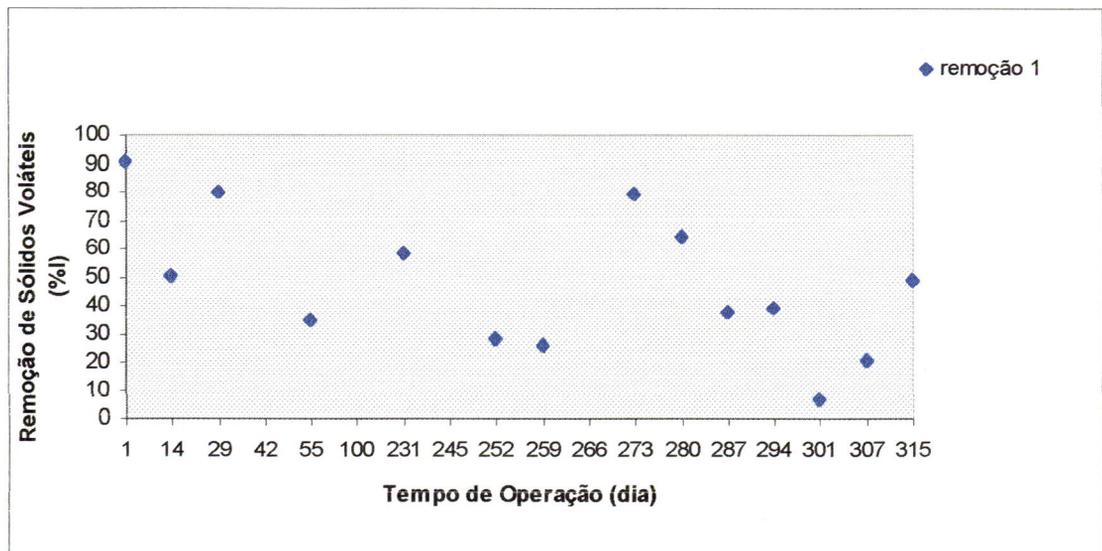


Figura 5.27 - Remoção de Sólidos Voláteis no sistema (%).

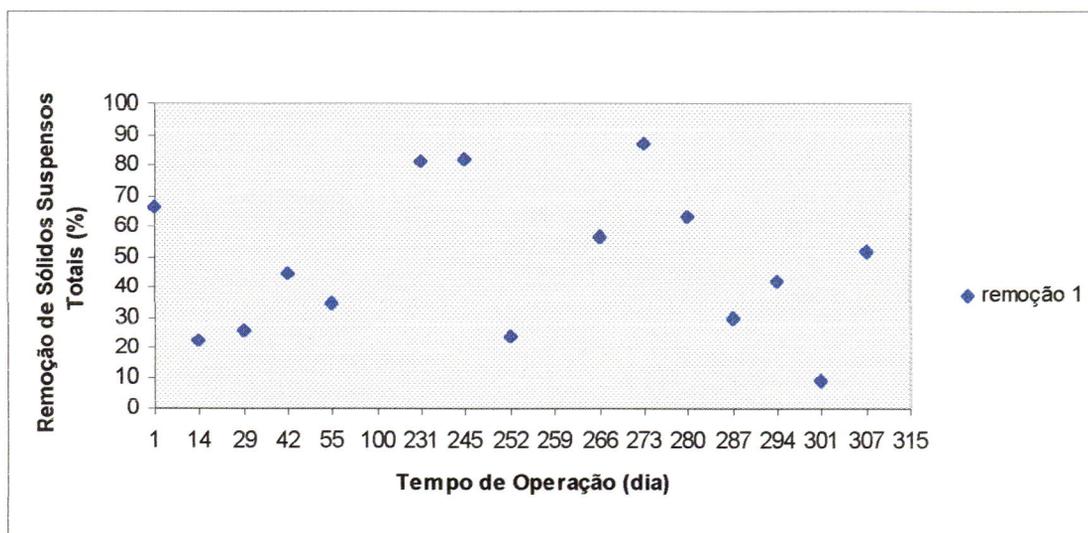


Figura 5.28 - Remoção de Sólidos Suspensos Totais no sistema (%).

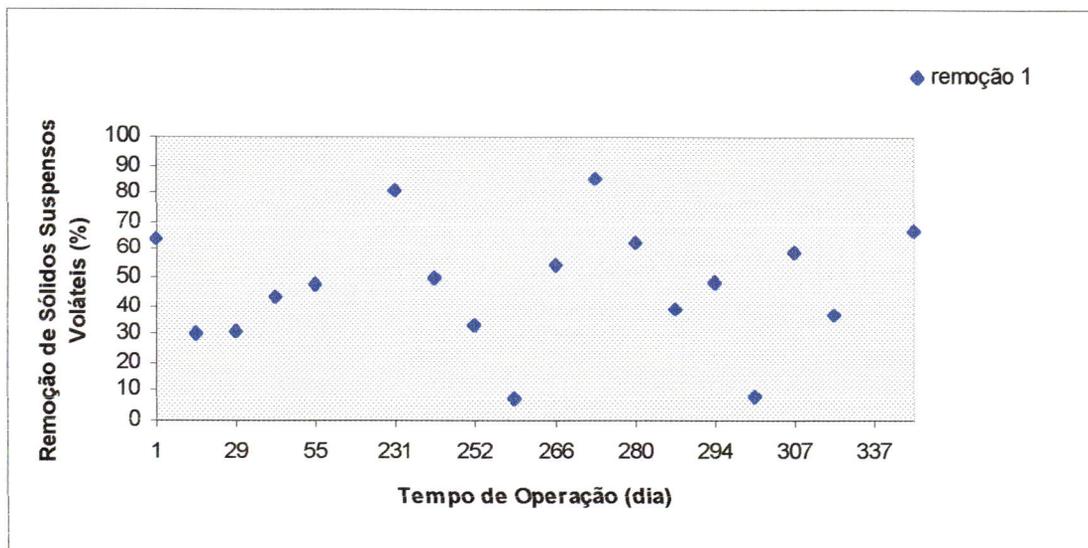
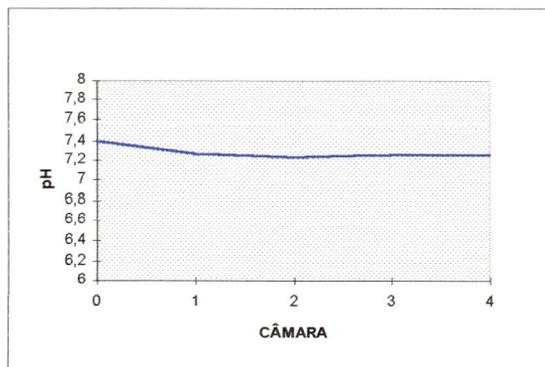
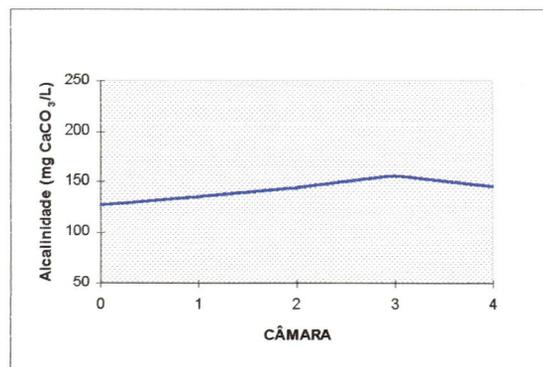


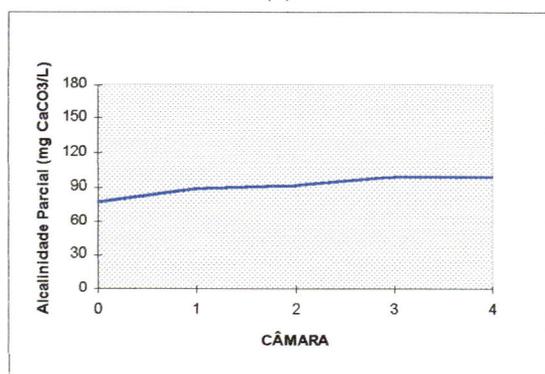
Figura 5.29 - Remoção de Sólidos Suspensos Voláteis no sistema (%).



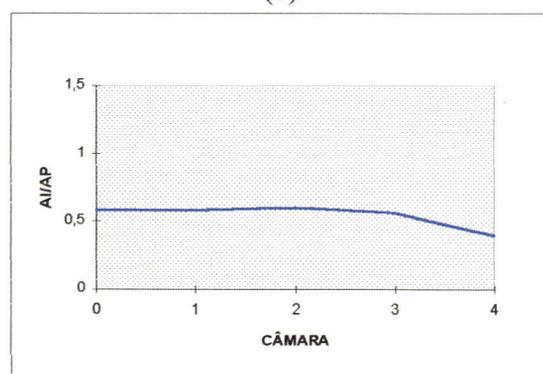
(a)



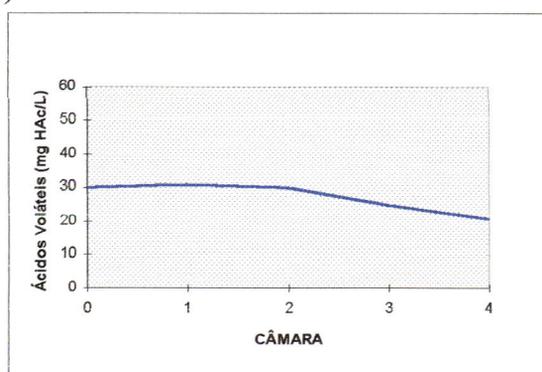
(b)



(c)



(d)



(e)

Figura 5.30 – Valores médios dos parâmetros ao longo das câmaras; (a) pH; (b) Alcalinidade Total (mgCaCO<sub>3</sub>/L); (c) Alcalinidade Parcial (mgCaCO<sub>3</sub>/L); (d) AI/AP; (e) Ácidos Voláteis (mgHAc/L)

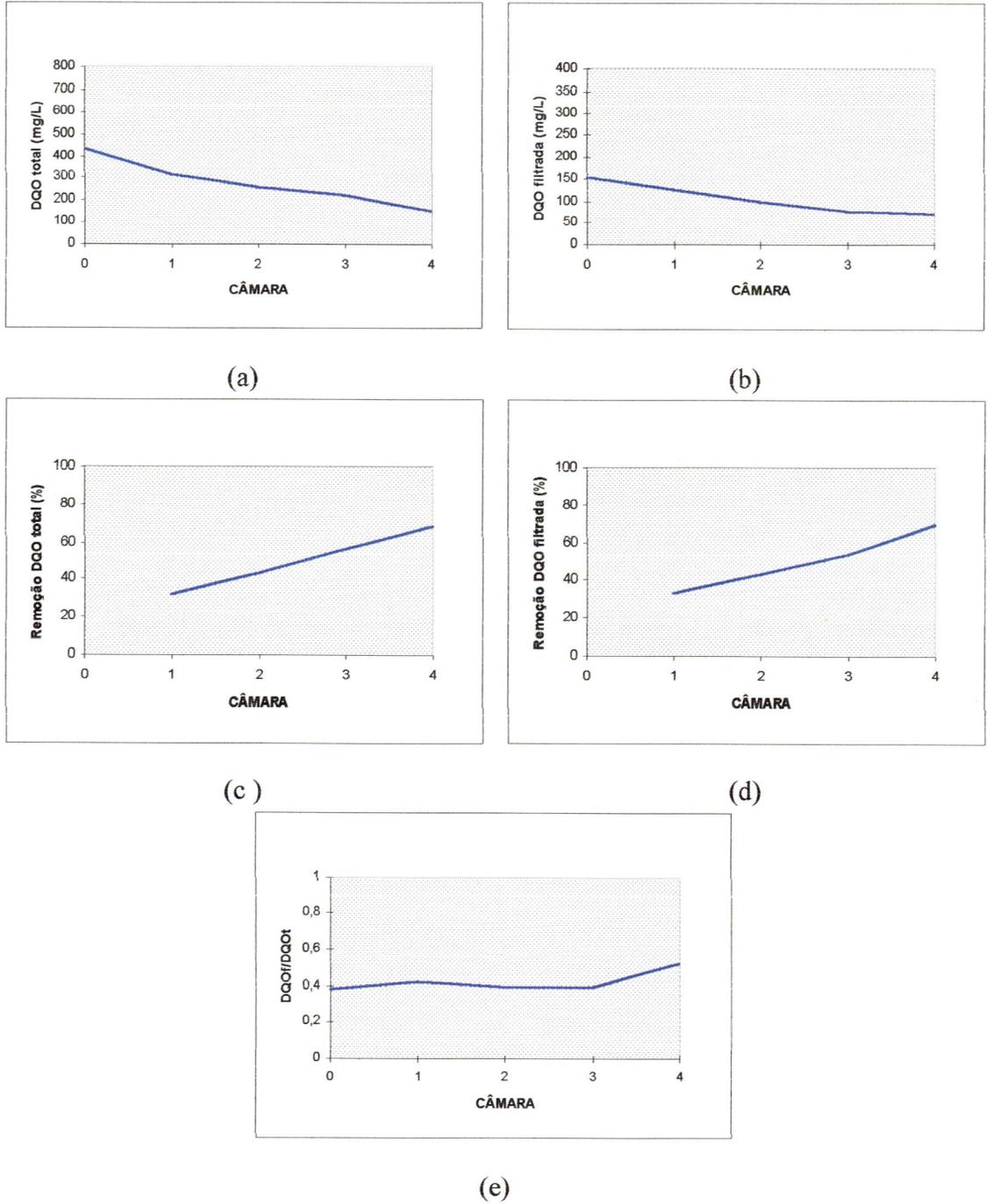
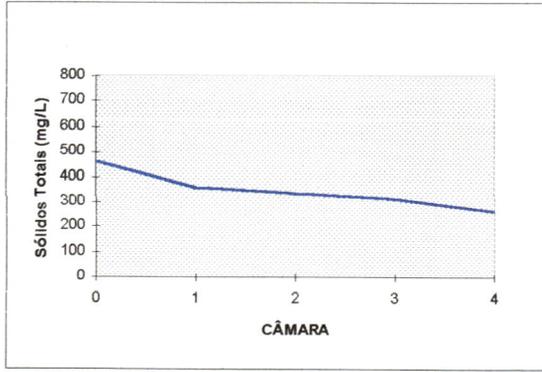
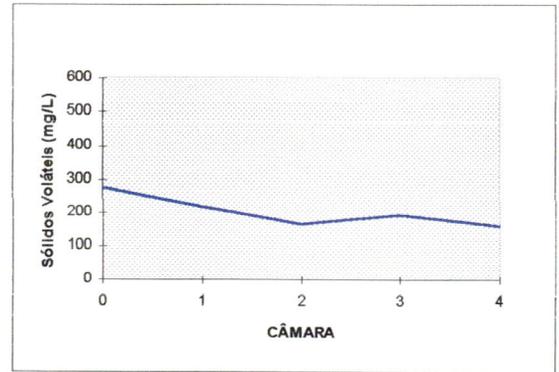


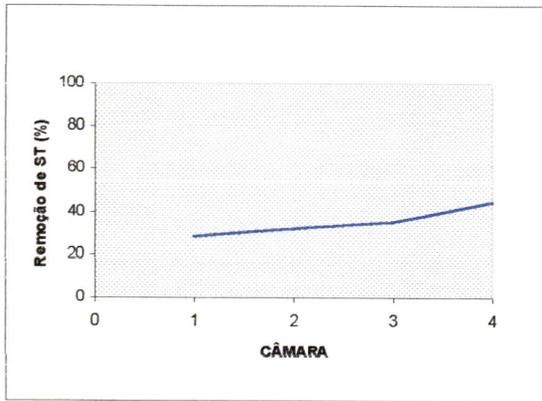
Figura 5.31 – Valores médios dos parâmetros ao longo das câmaras; (a) DQO total (mg/L); (b) DQO filtrada (mg/L); (c) remoção de DQO total (%); (d) remoção de DQO filtrada (%); (e)  $DQOf/DQOt$



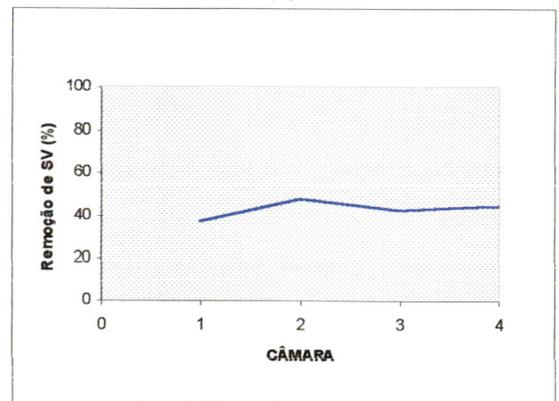
(a)



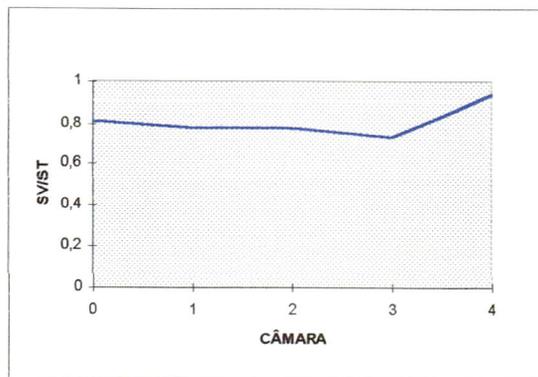
(b)



(c)



(d)



(e)

Figura 5.32 – Valores médios dos parâmetros ao longo das câmaras; (a) sólidos totais (mg/L); (b) sólidos voláteis (mg/L); (c) remoção de sólidos totais (%); (d) remoção de sólidos voláteis (%); (e) SV/ST

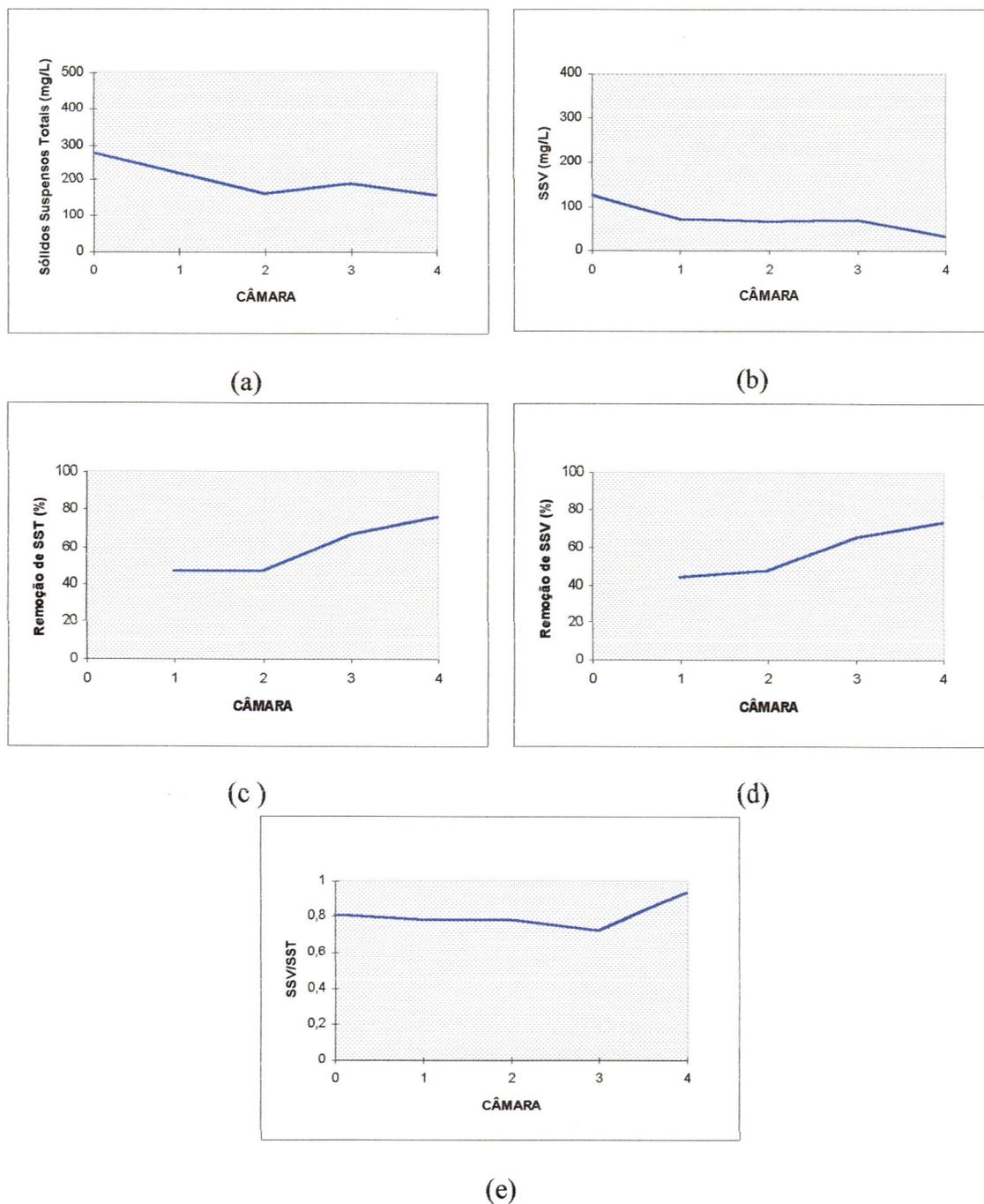


Figura 5.33 – Valores médios dos parâmetros ao longo das câmaras; (a) sólidos suspensos totais (mg/L); (b) sólidos suspensos voláteis (mg/L); (c) remoção de sólidos suspensos totais (%); (d) remoção de sólidos suspensos voláteis (%); (e) SSV/SST

- **pH**

Os valores de pH medidos nos efluentes das câmaras do reator se mantiveram sempre próximos a neutralidade durante todas as fases do experimento, o que demonstra que existem boas condições para o desenvolvimento de células metanogênicas no sistema (Tabela 5.2). A faixa de variação deste parâmetro está compreendida entre 6,7 e 7,8 como pode ser visto na Figura 5.10. Esta faixa sendo bem estreita, as oscilações no pH não causam danos ao sistema, como por exemplo a acidificação.

Observando-se a Figura 5.30 (a) verifica-se que há pequena queda no pH do efluente da câmara 1 e também na câmara 2 em relação ao afluente bruto. Esta queda no pH poderia estar sendo causada por aumento da concentração de ácidos voláteis, que estariam sendo formados nessas câmaras.

- **Alcalinidade**

A alcalinidade através das câmaras tem um comportamento crescente, mostrando o bom tamponamento ocorrido no processo de tratamento como vê-se na Tabela 5.2. Este fato auxilia para que não haja acidificação no sistema. O aumento na alcalinidade se deve a processos de amonificação e remoção de ácidos voláteis, sendo importante a verificação na relação AI/AP para acompanhamento do aumento da alcalinidade devida a ácidos ou bicarbonatos, detectando-se assim possível aumento na geração de ácidos orgânicos voláteis (Figura 5.13). A Figura 5.11 mostra uma faixa de variação de alcalinidade parcial compreendida entre 80 e 200 mgCaCO<sub>3</sub>/L e a Figura 5.12 exhibe oscilações de alcalinidade parcial compreendidas na faixa de 10 a 150 mg CaCO<sub>3</sub>/L. A Figura 5.30 (d) apresenta uma queda na variação da relação AI/AP ao longo das câmaras, demonstrando uma redução nos ácidos orgânicos voláteis da entrada até a saída do sistema.

- **Ácidos Orgânicos Voláteis**

O monitoramento dos ácidos voláteis através das câmaras pode ser observado na Figura 5.30 (e) e na Tabela 5.2. Observa-se através dessas fontes um decréscimo no parâmetro quando comparado ao sistema como um todo. Ocorreu, porém, houve um aumento na concentração de ácidos orgânicos voláteis na saída do efluente das câmaras 1 e 2 em relação ao bruto. Acredita-se que estes ácidos foram gerados nas próprias câmaras, constatando-se então que a etapa fermentativa do processo ocorria na câmara 1 e, em parte na câmara 2. As análises microbiológicas apresentadas mais adiante vem corroborar para esta hipótese. A faixa de oscilação do parâmetro varia de 10 a 50 mgHAc/L, como se observa na Figura 5.14. Há uma correlação significativa entre os ácidos orgânicos voláteis e a relação AI/AP como observado na Figura 5.30 (d) e 5.30 (e). Uma queda nos ácidos voláteis na saída do sistema ocorre concomitantemente com a diminuição na relação AI/AP no mesmo ponto de observação.

- **Demanda Química de Oxigênio (DQO)**

A DQO de amostras não filtradas ou bruta, apresentou uma faixa de variação grande ao longo dos dias e das horas do dia. Isto se deve, provavelmente às diferenças na composição do esgoto sanitário utilizado como afluente. Essa faixa de variação para a DQO do afluente encontra-se perceptível na Figura 5.15 e varia de 200 a 700mg/L. Ao longo das câmaras a amplitude de variação foi diminuindo e o efluente do sistema se apresentou bem mais constante que o afluente. Este fato é muito bom, pois um efluente que varia pouco é mais fácil de ser controlado, quando disposto na natureza ou em outro sistema de tratamento.

A Tabela 5.2 apresenta os resultados de DQO total, e pode-se observar que há uma queda neste parâmetro ao longo das câmaras. A Figura 5.24 mostra as porcentagens

de remoção de DQO total no sistema. Verifica-se que esta remoção se situa na faixa de 60%.

A DQO de amostras filtradas representa em média 50% da DQO total da amostra como verifica-se na Figura 5.17. A faixa de variação deste parâmetro também é bastante grande para o afluente do sistema, oscilando entre 80 e 300mg/L (Figura 5.16). A Figura 5.25 apresenta a variação da remoção de DQO filtrada, que é bastante alta, e em média se encontra em 50%.

Observando-se as Figuras 5.31 (a) a 5.31 (e) verificam-se alguns aspectos importantes. Por exemplo, a remoção de DQO total é maior na primeira câmara que nas demais, o que fica muito claro observando-se a inclinação da reta, na Figura 5.31 (a), para esta câmara. Essa inclinação é maior que para as demais câmaras. Esta maior remoção pode ser devido ao fato da câmara 1 funcionar como decantador no qual se depositaria parcela significativa de sólidos.

Outro fato importante que se visualiza nas Figuras 5.31 (a) e 5.31 (b), é a importância do decantador no sistema, pois verifica-se, através das inclinações nas retas, que a DQO continuou a ser removida nesse compartimento. Esta remoção tende a se acentuar mais no caso da DQO filtrada, o que é sustentado comparando-se as Figuras 5.31 (c) e 5.31 (d). Nota-se também, através da Figura 5.31 (e) um aumento na relação DQO filtrada/ DQO total no decantador, constatando-se a presença de uma maior quantidade de material dissolvido em relação aos sólidos totais.

- **Sólidos**

As Figuras 5.32 (a) e (b) e 5.33 (a) e (b) fornecem subsídios para se avaliar que as maiores remoções de sólidos (de maneira geral), ocorrem na câmara 1. Isto pode ser comprovado através da inclinação das retas referentes à essa câmara, que são mais acentuadas que para as outras câmaras.

O uso do decantador de placas planas tem sua utilidade constatada através de análise das Figuras 5.32 (c) e (d) e 5.33 (c) e (d). Nota-se claramente que há uma inclinação ascendente nas retas, referentes ao decantador, comprovando-se que há remoção de sólidos nessa unidade.

Os sólidos voláteis compõem em média 80 % dos sólidos totais, tanto para os suspensos, quanto para os dissolvidos.

As oscilações nas concentrações de sólidos no afluente são bastante elevadas, como se constata nas Figuras 5.18; 5.19; 5.21 e 5.22. A amplitude para a faixa de variação é bastante acentuada para todos os casos estudados. O que se pode notar, principalmente para os sólidos suspensos é que a amplitude para as oscilações nas concentrações do efluente do sistema são pequenas. Isso significa que o sistema se torna cada vez mais estável ao longo das câmaras. Verifica-se, por exemplo, que para o afluente tem-se concentrações de sólidos suspensos voláteis variando de 30 a 350 mg/L, e para o efluente do sistema, no entanto, a oscilação se mantém entre 10 e 80 mg/L.

As Figuras 5.26 a 5.29 apresentam os dados de remoção de sólidos para o sistema pesquisado. Observando-se mais atentamente as figuras pode-se notar aumentos e diminuições nas remoções para todos os casos. Tomando-se como exemplo a Figura 5.26, constata-se que estas oscilações se dão em períodos aproximadamente constantes, no caso três meses. Nestes intervalos de tempo, ocorreu provavelmente uma expulsão de sólidos no reator compartimentado. Isso leva a crer que deveriam ser realizadas descargas de fundo no decantador em períodos iguais aos da expulsão de sólidos. Esta realidade vem comprovar a necessidade das descargas de fundo e a comprovação que os períodos de expulsão de sólidos devem ser estudados com mais cuidado em cada reator operado. Os sólidos que eram expulsos apresentavam-se pouco densos e com atividade bacteriana muito inferior ao lodo das câmaras ativos (aproximadamente 10 a 20 vezes menor).

#### 5.4. MONITORAMENTO DA FASE GASOSA DO REATOR

Posteriormente à inoculação, teve início a avaliação dos gases produzidos nas câmaras, tanto qualitativa, quanto quantitativamente.

Os valores médios obtidos nesta etapa encontram-se na Tabela 5.3.

Tabela 5.3 - Análise do Gás produzido no sistema.

	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
Total de Gás (L/dia)	123,68	484,20	458,93	49,47
Metano (%)	40,7	74,2	68,9	32,9

A câmara 1 apresenta a menor produção de gás em relação às câmaras 2 e 3 e também nota-se a menor porcentagem de metano no gás.

Como observado na caracterização dos efluentes das câmaras, a câmara 1 é aquela que possuía maior remoção de sólidos e de DQO, o que não combinaria com a produção de gás.

O que ocorre, no entanto, é que a câmara 1 além de trabalhar como decantador, possui microrganismos que trabalham como fermentadores. Alguns organismos, como os fungos anaeróbios, aparecem sempre nas amostras analisadas e são consumidores de celulose e lignina, quebrando estas em moléculas menores sem produzir gás no seu metabolismo. Essa seria, em hipótese uma das explicações para a pequena produção de gás na câmara 1. A hipótese do reator funcionar como decantador pode ser válida, mas há necessidade de se levar em conta que a DQO diminui nesta câmara e a espessura da manta de lodo não aumenta. O que deve ter ocorrido é que os sólidos sedimentados foram em parte consumidos por alguma espécie de microrganismo.

As porcentagens de metano no gás das câmaras 2 e 3 são bastante elevadas mostrando atividade metanogênica predominante.

Os gases produzidos no decantador eram detectados pelo odor que saía do sistema, sendo constituídos principalmente por sulfeto.



## 5.5. ESTUDO DA BIOMASSA

### 5.5.1. CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DOS LODOS

Com relação ao estado da “fase sólida”, ou lodo propriamente dito, pode-se caracterizar quatro momentos diferentes:

- Etapa 1 - Lodo gerado durante o período de junho de 1993 a novembro de 1996, com o reator em funcionamento (NOUR, 1996);
- Etapa 2 - Lodo existente no reator, após todas as reformas e paradas do sistema e retorno à operação;
- Etapa 3 - Lodo de inoculação (proveniente de UASB de indústria alimentícia);
- Etapa 4 - Lodo presente no reator, após a mistura de lodo pré-existente e lodo de inoculação (após estabilidade do sistema).

Tabela 5.4 - Resultados das determinações realizadas com os lodos em estudo

Parâmetro	Etapa 1			Etapa 2			Etapa 3	Etapa 4		
	Câm. 1	Câm. 2	Câm. 3	Câm. 1	Câm. 2	Câm. 3	Paoletti	Câm. 1	Câm. 2	Câm. 3
pH	-	-	-	6,9	6,9	6,9	7,2	7,3	7,2	7,3
ST (g/l)	30	32	29	55	52	60	90	70	68	67
SV (g/l)	22	23	20	38	37	41	53	39	40	40
Material Extracelular	-	-	-	7,78	7,18	7,28	6,51	7,20	7,05	7,32
Ativ. Metanogênica (GcH <sub>4</sub> .DQO/gSSV.dia)	0,51	1,22	1,33	0,05	0,17	0,16	0,66	0,14	0,27	0,15

#### • Tamanho, Forma e Coloração do Grânulos

As características físicas dos grânulos, como tamanho, forma e coloração diferiram de câmara para câmara ao longo do reator anaeróbio compartimentado. É interessante notar que o lodo de cada câmara tem suas características particulares que permitem identificá-lo por meio de imagens, como pode ser visto na Figura 5.34.

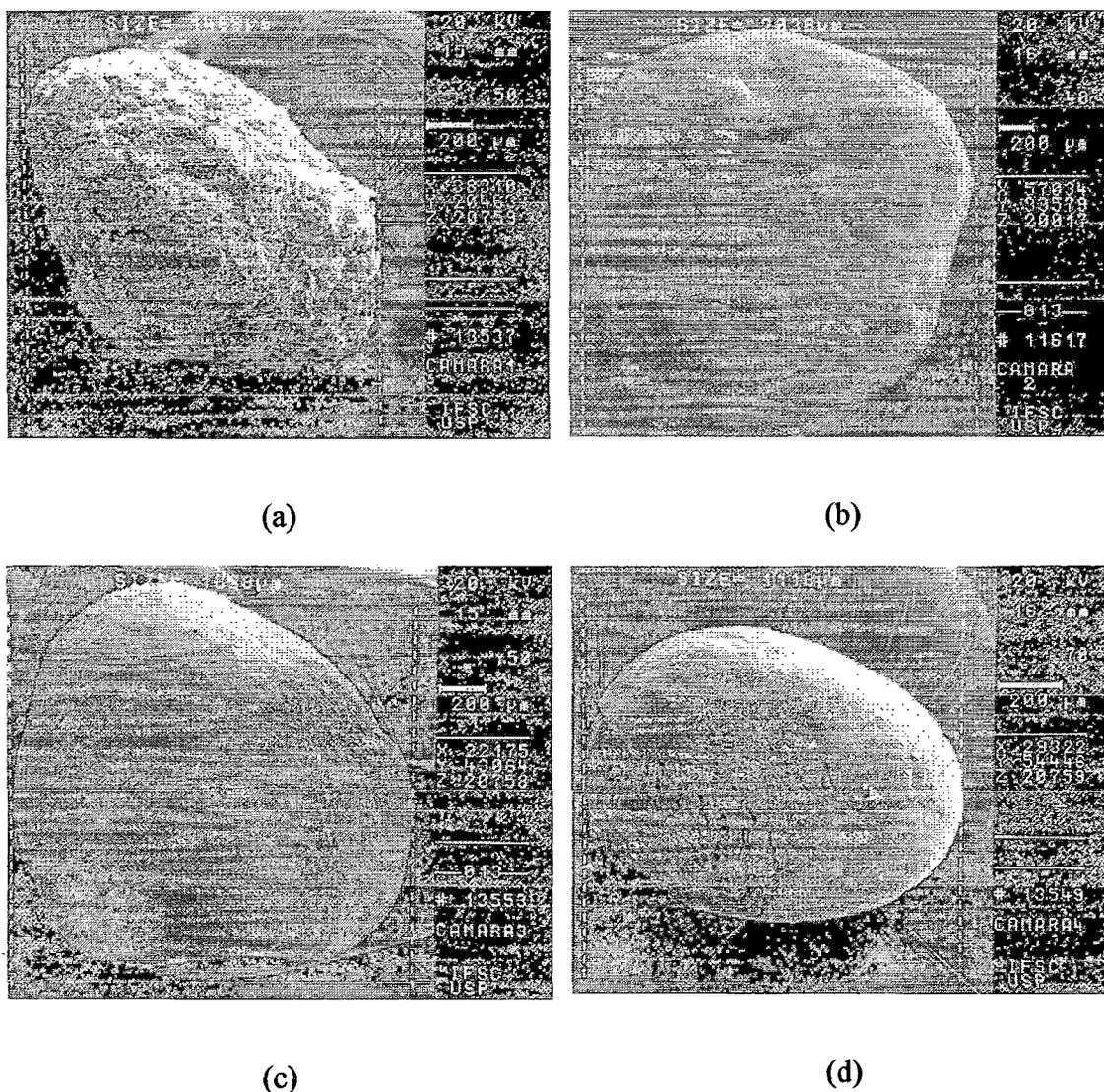


Figura 5.34- Apresentação do Tamanho e Forma típicos dos Grânulos do reator. (a) grânulo típico formado na câmara 1 do reator; (b) ídem para câmara 2; (c) ídem para câmara 3 e (d) ídem para câmara 4 (decantador)

A Figura 5.34 (a) representa o grânulo típico da câmara 1, que aparecia desta forma ou como na Figura 5.35 (a).

Através das constatações feitas pela análise dos sólidos no sistema, pode-se notar que a câmara 1 funcionava, em grande parte como um decantador. Desta forma, havia neste local a sedimentação de muitos materiais que ainda não estavam decompostos. Assim,

o aspecto geral do lodo nesta câmara assemelhava-se a “lixo” moído (partículas com tamanhos variados), mesclado entre grânulos.

Os grânulos apresentavam-se na cor cinza escuro, quase negro, possuíam diâmetro médio entre 1 e 2mm e eram bastante inconsistentes, se desfazendo com facilidade. Eram geralmente ovais e tinham a superfície irregular, visualmente observado nas Figuras 5.34 (a) e 5.35 (a).

A câmara 2 apresentava lodo constituído por grânulos negros, com diâmetro entre 1 e 2mm, com consistência bastante firme, sendo difícil desfazê-los, como se observa na Figura 5.34 (b). Estes grânulos eram arredondados, e as amostras apresentavam-se bastante “limpas” (somente grânulos e líquido intersticial) em relação à câmara 1. Alguns grânulos com tamanhos maiores eram bastante freqüentes, mas o seu interior era oco.

Verificou-se para a câmara 3 as mesmas características de forma, coloração e tamanho para os grânulos do lodo que aquelas observadas na câmara 2. Visualiza-se este tipo de grânulo na Figura 5.34 (c).

O lodo encontrado no decantador possuía características diferentes do das outras câmaras. Os grânulos eram bem menores (menores que 1mm), eram negros e ovalados. Mas, eram menos densos, flutuavam com facilidade e tinham em seus interstícios um líquido bastante clarificado.

- **Presença de Metais**

Os metais foram estudados nas Etapas 2 e 3 e se apresentam distribuídos nos lodos como é mostrado na Tabela 5.5.

Tabela 5.5 - Resultados das análises de metais e cátions dos lodos das Etapas 2 e 3.

Metais (mg/g de lodo)	ETAPA 2			ETAPA 3
	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Paoletti
Zn	3,850	3,950	4,300	1,650
Pb	0,100	0,130	0,143	0,206
Cd	0,001	0,003	0,002	0,016
Ni	0,037	0,040	0,042	0,111
Fe	32,500	58,000	50,000	60,000
Mn	0,100	0,065	0,071	0,045
Cu	0,400	0,460	0,565	0,635
Cr	0,019	0,020	0,017	0,056
Al	40,300	42,400	36,250	57,650
Ca	14,500	8,750	9,000	6,650
Mg	4,100	3,300	3,550	2,400

O alumínio formou depósitos sob a forma de “espículos” ou de maneira esbranquiçada envolvendo o grânulo como pode ser visto na Figura 5.35. O ferro constituiu depósito interno aos grânulos como se observa na Figura 5.35.

Os grânulos presentes na câmara 1 do reator compartimentado, antes da inoculação apresentavam estruturas formadas por metais semelhantes a “pelos” (Figura 5.35 (a)), sendo que esta característica era apenas encontrada nesta câmara. Nos demais compartimentos do reator os grânulos se apresentavam de forma aproximadamente esférica, sem as “espículos”, mas sua análise quantitativa revelava concentração de alumínio semelhante à câmara 1.

O lodo de inoculação apresentou uma quantidade de alumínio um pouco superior à do lodo presente no reator, como pode ser visto na Tabela 5.5, e depositou-se de forma bastante significativa na parte de fora do grânulo, como se fosse uma “casca”, como pode ser visto na Figura 5.35.

Compostos de Ferro apareceram tanto no lodo do reator, quanto no lodo de inóculo. A presença do Ferro foi detectada no lodo do reator compartimentado por análise quantitativa como pode ser visto na Tabela 5.5. No lodo de inóculo observou-se a presença deste elemento também por análise quantitativa (Tabela 5.5), por análise de EDX (Anexo 4) e visualmente (Figura 5.35, c). No caso da análise visual o que se constatou foi a formação de esferas contendo elementos com constituintes de ferro. Após 2 meses após a inoculação

estas formações permaneceram nas câmaras do reator como pode ser observado na Figura 5.35 (d).

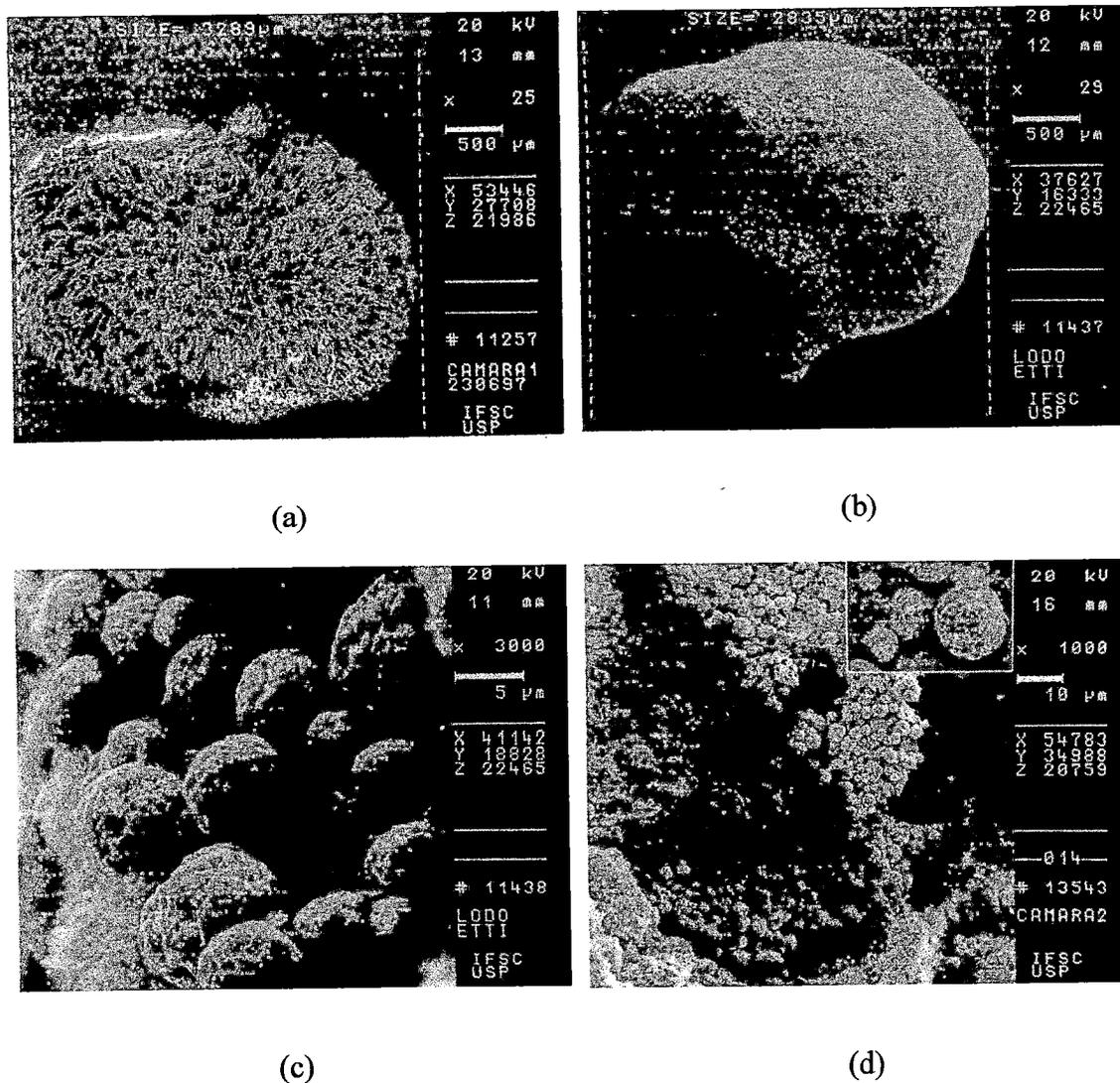


Figura 5.35 - Presença de alumínio na parte externa dos grânulos do lodo do reator e de lodo de inoculo e presença de ferro em forma de esferas no interior dos grânulos; (a) grânulo característico da câmara1; (b) grânulo do lodo de inoculo; (c) interior do grânulo de inoculo; (d) interior do grânulo da câmara 2 após 2 meses, à partir da inoculação. (informação pessoal – Prof. Maurizio Ferrante)

Quanto à justificativa para a ocorrência das estruturas formadas com os metais (Al e Fe), associados com outros elementos, em configurações específicas podem-se fundamentar nas condições hidrodinâmicas e químicas que distinguem a primeira câmara das demais, ou seja, nesta câmara ocorre menor produção de gases (menor turbulência) e afluência de esgoto bruto.

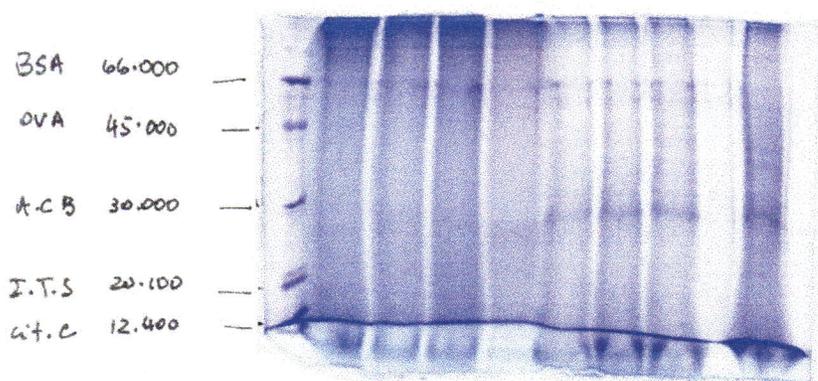
Como hipótese, a geração de espículos com alumínio nos grânulos da câmara 1 e não nas demais pode ser atribuída à menor turbulência e a afinidade do alumínio com nitrogênio, gerando, possivelmente nitreto de alumínio. (comunicação pessoal – Prof. Maurizio Ferrante)

As “esferas” contendo ferro provavelmente decorrem da associação desse metal com enxofre (possivelmente FeS), polímeros extracelulares e de outros componentes sendo essa forma, na natureza, a que apresenta maior estabilidade energética.

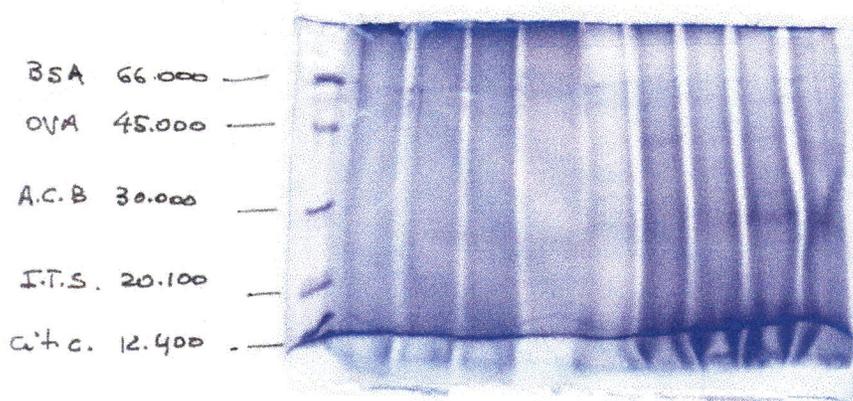
#### • Polímeros extracelulares

Para a quantificação dos polímeros extracelulares contidos nos grânulos do lodo no reator anaeróbico compartimentado, foi utilizado método proposto por ARAÚJO (1995). Esperava-se obter com a utilização desse método de extração, proteínas e carboidratos presentes no lodo. Ocorreu, no entanto, que as amostras de pó obtidas na extração não se dissolviam com nenhum produto químico utilizado na solubilização de proteínas. Hipoteticamente concluiu-se que as proteínas poderiam estar sendo perdidas na extração, restando apenas os carboidratos.

As amostras deste pó foram levadas para o Laboratório de Cristalografia do Instituto de Física de São Carlos-USP, para ensaio de Eletroforese. Com este pó foram levadas amostras de lodo crú, retirado do reator e sem nenhum tratamento. As amostras foram submetidas às análises de proteínas, utilizando-se, pré tratamento com ultrassom, dissolução das amostras e maceração. Os resultados desta análise, (realizada em gel em poliacrilamida), são apresentados na Figura 5.36.



(a)



(b)

Figura 5.36 – Eletroforese realizada com as amostras de lodo tratado e lodo bruto; amostra não sonicada e (b) amostra sonicada (unidade – DALTON)

Como pode ser observado na Figura 5.36 (a), existem 9 bandas no gel, destas as quatro primeiras são análises realizadas para o pó da extração realizada para os lodos das câmaras 1, 2, 3 e lodo de inoculação, respectivamente. As cinco bandas seguintes, com exceção da nona representam as análises de proteína realizadas para o lodo crú das câmaras 1, 2, 3 e lodo de inoculação respectivamente. O mesmo foi realizado com relação à Figura 5.36 (b), só que com as amostras sonicadas.

Observa-se que para as bandas de lodo crú uma faixa de proteínas apresenta-se bem demarcada (A.C.B. 30.000), enquanto que, para o pó resultante da extração, nenhuma faixa é detectada. Isso veio confirmar a desconfiança de que a proteína se perdia na extração. Então, as dosagens aqui representadas de polímeros extracelulares se referem apenas a carboidratos.

Uma análise visual da presença de polímeros pode ser realizada através de microscopia eletrônica de varredura como se verifica na Figura 5.37. Além dos polímeros pode-se visualizar também materiais inertes como o da Figura 5.37 (d).

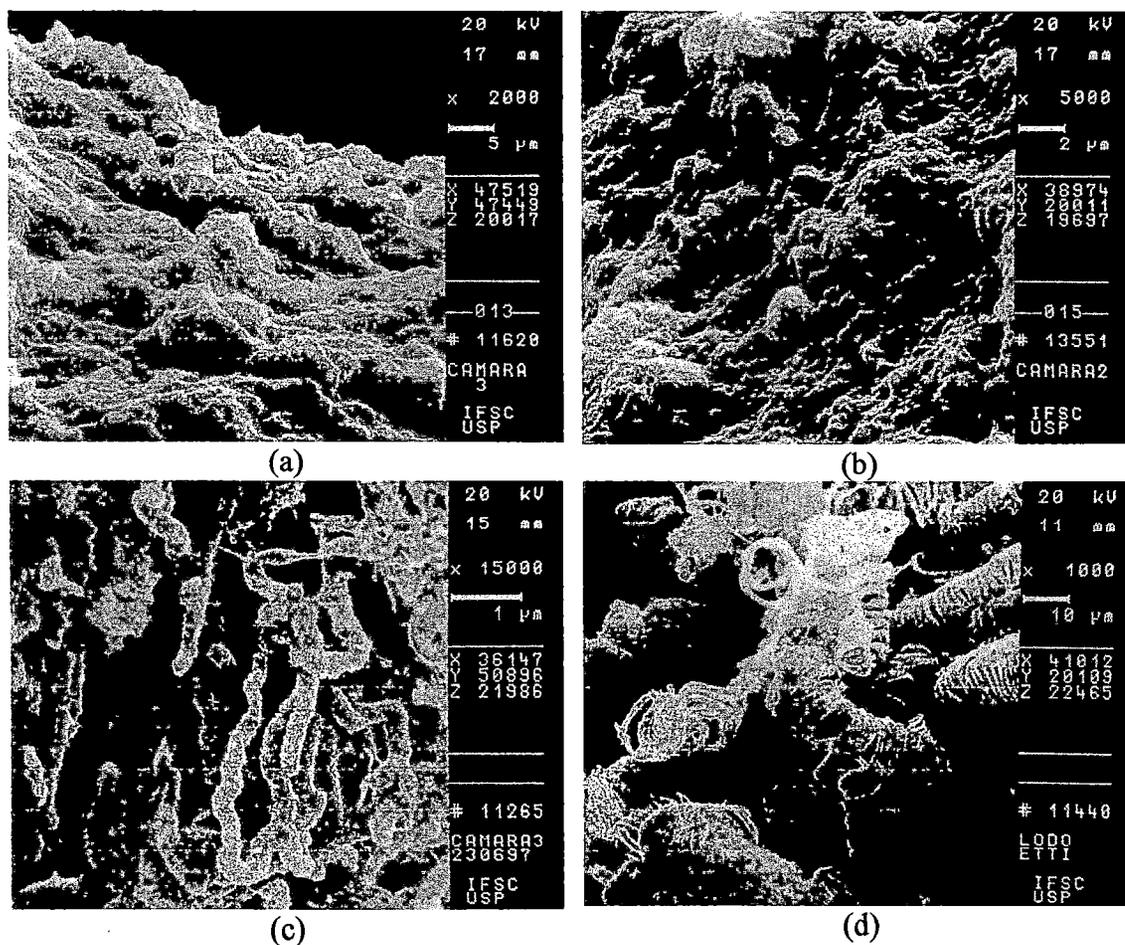


Figura 5.37 - Fotos que mostram a presença de polímeros extracelulares e materiais inertes nos grânulos; (a), (b), e (c) presença de polímeros extracelulares nas diversas câmaras; (d) materiais formados provavelmente por celulose e lignina

## 5.5.2 – PARÂMETROS MICROBIOLÓGICOS

- **Microrganismos**

Neste ítem tentar-se-á descrever os principais tipos de microrganismos presentes no lodo existente nas câmaras do reator anaeróbio compartimentado.

Um dos microrganismos que apareceu nas fotos em microscopia de contraste de fase na câmara 1 foi o fungo anaeróbio. Esteve presente também em menores quantidades na câmara 2 (Figura 5.38). Este tipo de microrganismo foi estudado e apresenta-se descrito em PESSIN (1997).

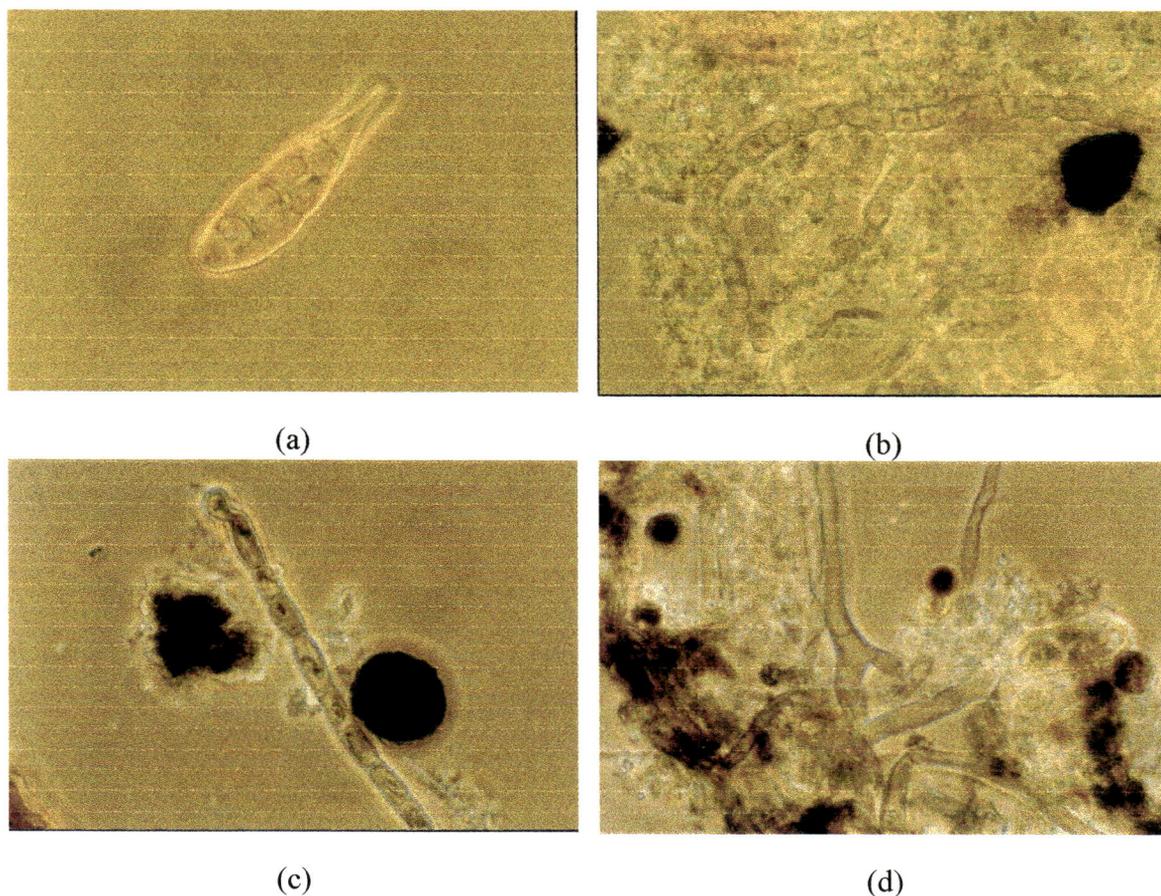
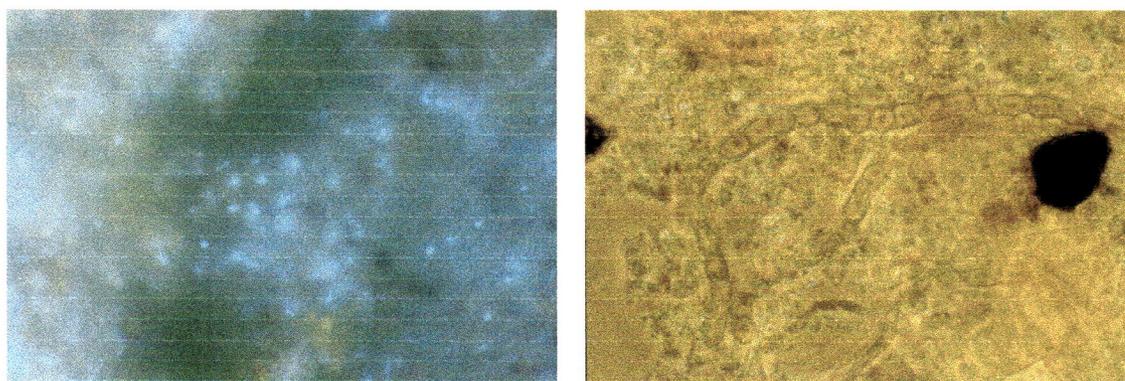


Figura 5.38 – Fungos anaeróbios presentes no reator anaeróbio compartimentado; (a) esporo; (b) fungo anaeróbio ramificado; (c) fungo com zoosporos e (d) hifas de fungos (aumento 1250 vezes)

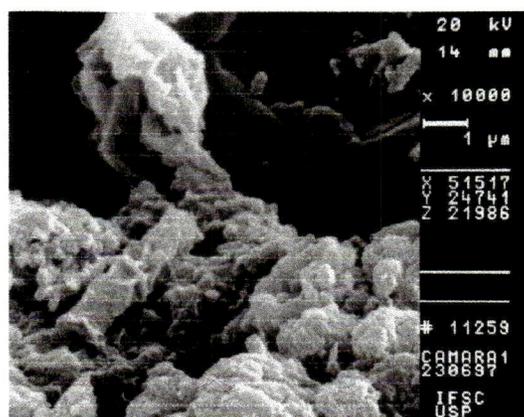
A presença de fungos anaeróbios pode justificar a menor porcentagem de metano gerado na câmara 1, pois estes fungos podem apresentar afinidade a compostos do tipo celulose e lignina, que são degradados a compostos mais simples, sem geração de gás.

Esse fato justifica a remoção de DQO nessa câmara, sem geração acentuada de  $\text{CH}_4$ .



(a)

(b)



(c)

Figura 5.39 - Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 1, antes da inoculação; (a) cocos e bacilos fluorescentes; (b) fungo anaeróbio; (c) *Methanosaeta*, cocos e bacilos.

Os principais tipos morfológicos encontrados na câmara 1 do reator anaeróbio compartimentado foram os bacilos e cocos fluorescentes e também os fungos anaeróbios como pode ser observado na Figura 5.39.

Pode-se supor, que a via de transformação de compostos orgânicos a metano se dá por meio de hidrogênio e gás carbônico. Verificou-se uma menor produção de metano

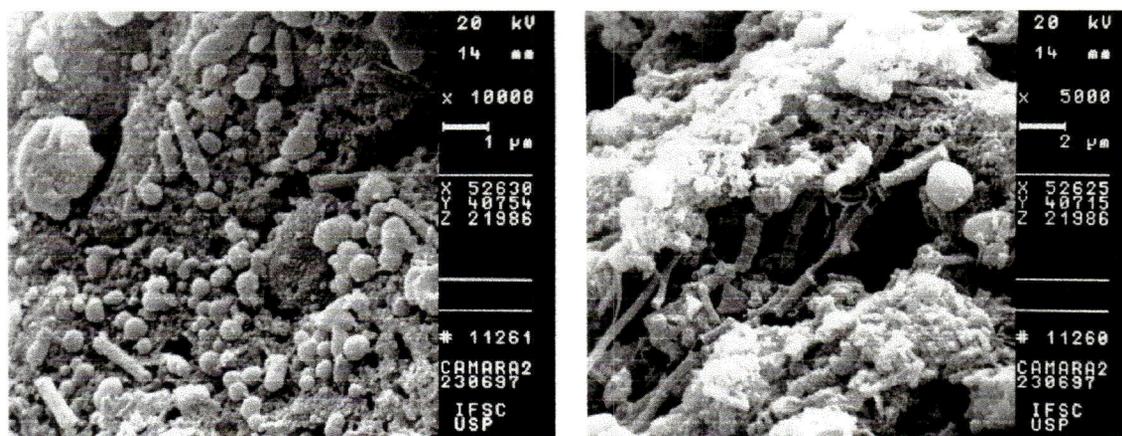
nessa câmara. Os fungos anaeróbios, deviam possuir a função de fermentar a matéria orgânica, transformando compostos como lignina e celulose em moléculas menores, assimiláveis pelas bactérias metanogênicas. Em co-cultura com fungos anaeróbios com *Methanosarcina barkeri* e *Methanobacter sp*, o metano e dióxido de carbono foram os maiores produtos (VARESCHE *et al*, 1990). Esses resultados mostram que a metanogênese utiliza compostos produzidos na fermentação da celulose por fungos, para formar metano e também que o acetato é convertido a CO<sub>2</sub> pela *Methanosarcina barkeri*.

A bactéria do gênero *Methanosarcina* utiliza somente o acetato para seu metabolismo de conversão a metano, confirmando as conclusões citadas anteriormente.

As bactérias filamentosas do gênero *Methanosaeta* que aparecem em tratamento anaeróbio de esgotos sanitários eram raras nesta câmara, e quando eram detectadas formavam filamentos curtos, com no máximo quatro ou cinco organismos.

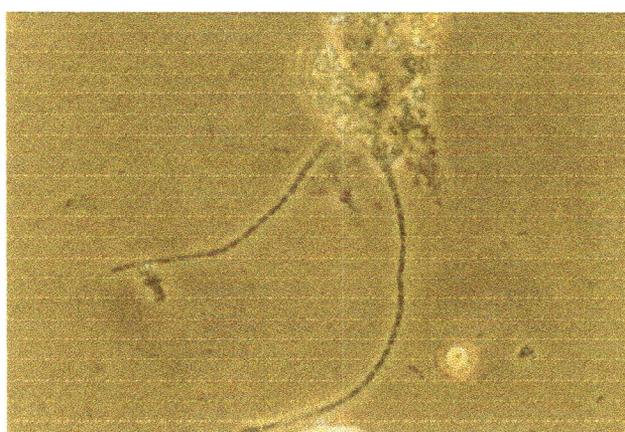
Alguns outros tipos de microrganismos puderam ser detectados nessa câmara do reator, como por exemplo uma espécie de bacilos filamentosos, que infelizmente não puderam ser identificados. As opções mais prováveis é que sejam bacilos acidogênicos ou redutores de sulfato.

Como hipótese, acredita-se que a alta remoção de DQO nessa câmara, associada à baixa produção de metano pode ser devida à atuação dos fungos anaeróbios, que convertem a matéria orgânica em compostos menores, sem produção de gás. Estes fungos aparecem muito constantemente nas análises de microscopia de contraste de fase, mas somente na câmara 1 do reator. Nas demais câmaras, as observações são raras, ocorrendo apenas na câmara 2. Uma parcela dos ácidos voláteis produzidos na primeira câmara do reator, pode ser atribuída, hipoteticamente, a esses organismos.



(a)

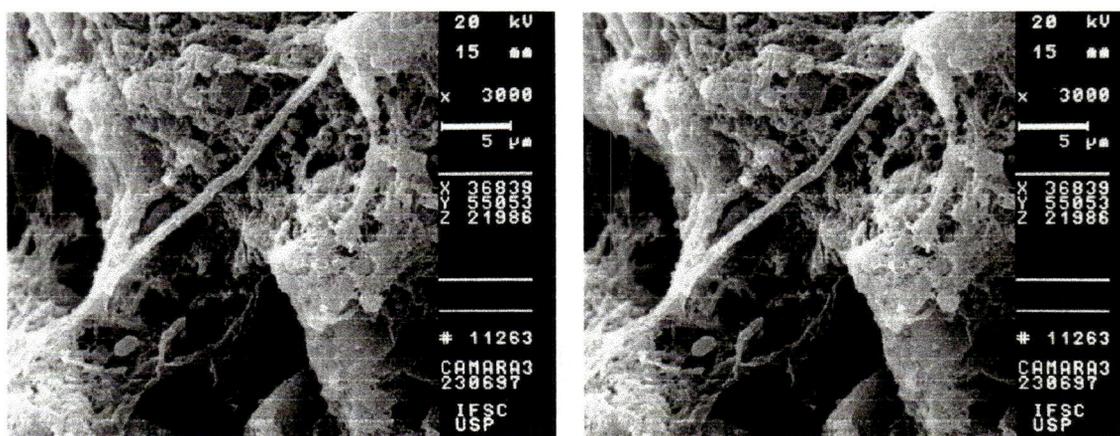
(b)



(c)

Figura 5.40 - Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 2, antes da inoculação; (a) cocos e bacilos; (b) *Methanosaeta*, cocos e bacilos; (c) bacilos filamentosos.

Observa-se na Figura 5.40, uma presença significativa de cocos e bacilos na câmara 2 e também o aparecimento de um maior número de filamentosas, correspondendo à maior produção de gás metano nesta do que na câmara 1. Os bacilos filamentosos podem ser observados em todas as análises realizadas com microscopia de contraste de fase e são semelhantes aos encontrados na câmara 1.



(a)

(b)



(c)

Figura 5.41 - Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 3, antes da inoculação; (a) *Methanosaeta*; (b) *Methanosaeta*; (c) bacilos delgados.

Na câmara três (Figura 5.41), observou-se microrganismos semelhantes aos da câmara 2. Uma presença maior da bactéria filamentosa *Methanosaeta* e a presença de bacilos delgados, que podem, hipoteticamente, ser associados a bactérias redutoras de sulfato. A produção de gás nessa câmara foi semelhante à da câmara 2, assim como a porcentagem de metano presente nesse gás.

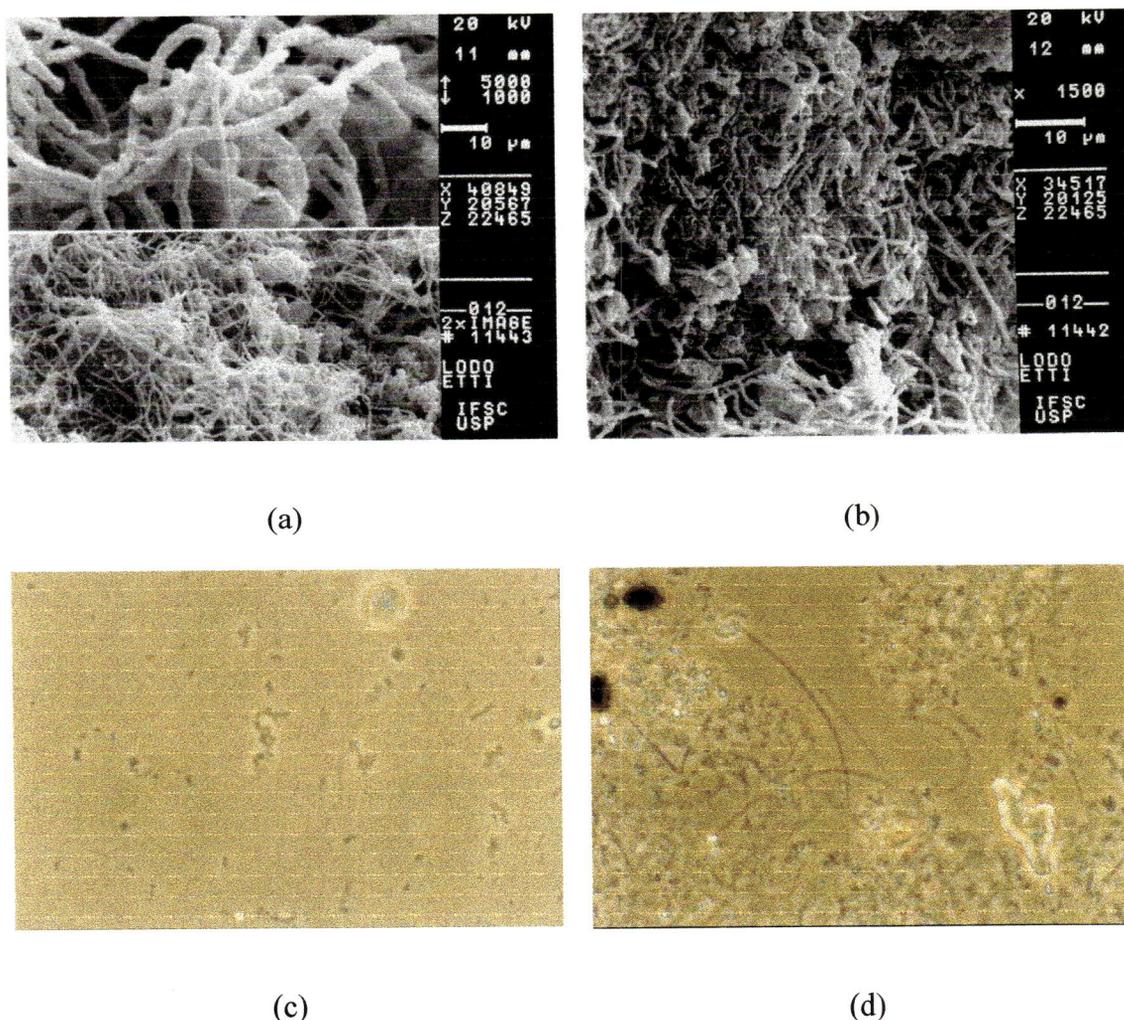
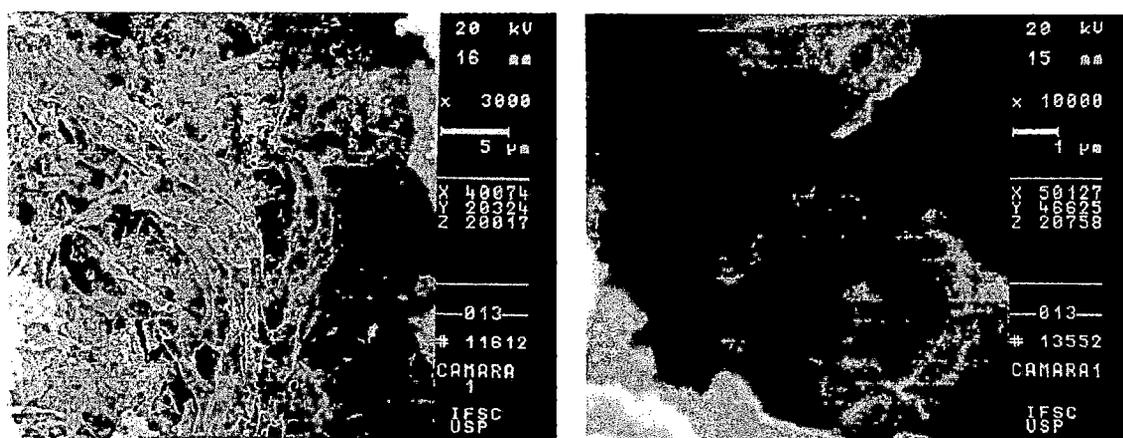


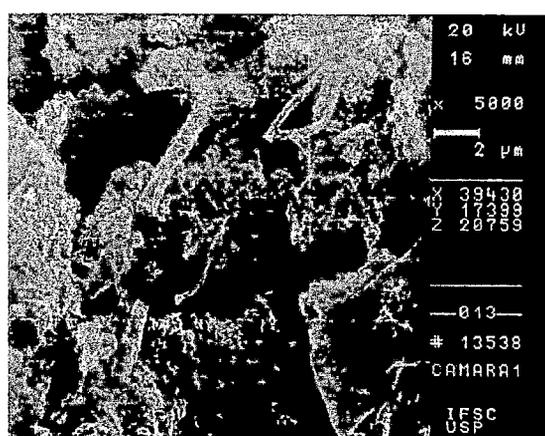
Figura 5.42 - Tipos morfológicos encontrados no lodo de inóculo; (a) *Methanosaeta*; (b) *Methanosaeta*; (c) cocos e bacilos ; (d) *Methanosaeta*.

O lodo de inoculação foi coletado de reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente de uma indústria de conservas alimentícias. Este lodo era constituído por grânulos bem consistentes, de cor cinza claro e com uma atividade metanogênica específica quatro vezes maior que a do lodo da câmara 2 do reator anaeróbio compartimentado. Este lodo era constituído essencialmente por organismos do gênero *Methanosaeta* em grande quantidade, (Figura 5.42, a, b, d), apresentando ainda organismos semelhantes a vibriões e bacilos.



(a)

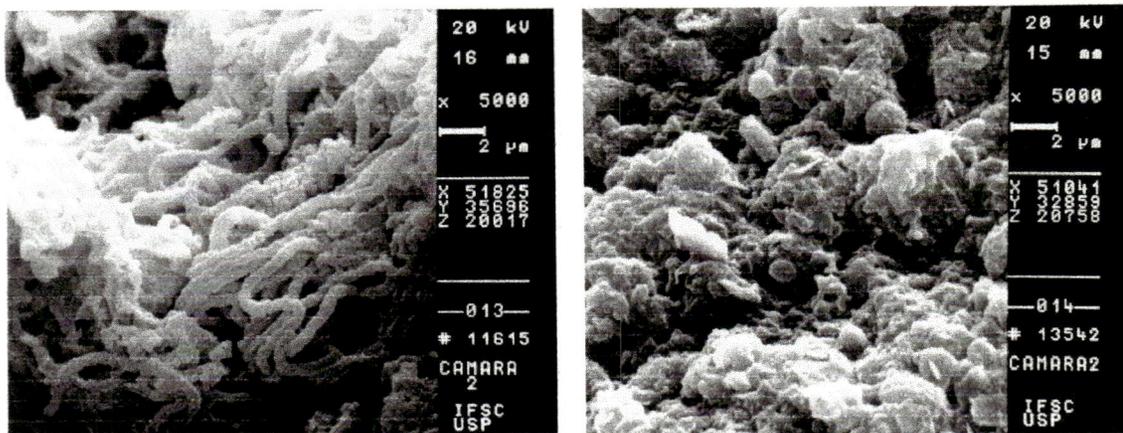
(b)



(c)

Figura 5.43 - Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 1, após a inoculação; (a) bainha de *Methanosaeta*; (b) *Methanosaeta*; (c) *Methanosaeta*, cocos e bacilos.

Alguns meses após a inoculação o reator voltou às condições anteriores a esse processo. Inicialmente, na câmara 1, as bactérias do gênero *Methanosaeta* começaram a diminuir (Figura 5.43, a) devido às baixas taxas de carregamento orgânico aplicadas, e também outras condições ambientais não serem propícias ao seu aparecimento, como por exemplo, a baixa concentração de ácidos voláteis. Em um segundo momento, voltaram a predominar cocos, bacilos e fungos.



(a)

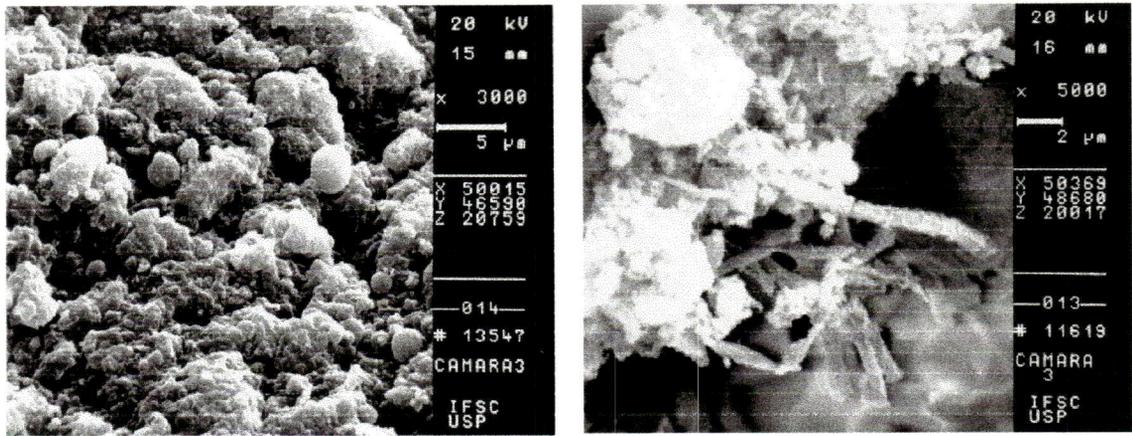
(b)



(c)

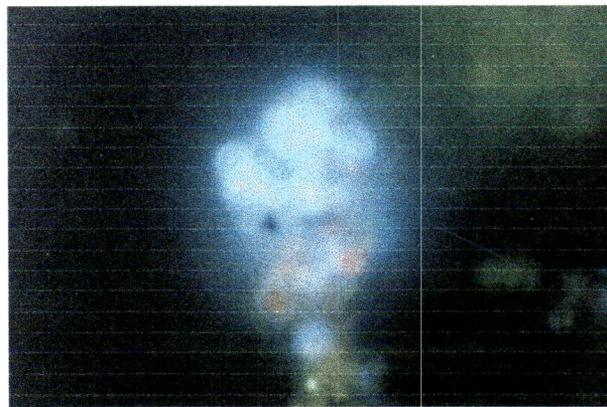
Figura 5.44 - Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 2, após a inoculação; (a) organismos filamentosos; (b) cocos e bacilos; (c) cocos e bacilos fluorescentes.

Na câmara 2 as condições ambientais foram mais propícias ao desenvolvimento das bactérias filamentosas presentes no lodo de inóculo, como observa-se na Figura 5.44 (a). Nesta câmara a concentração de ácidos voláteis é maior que na primeira, pois os microrganismos da câmara 1 produzem acetato. Os bacilos e cocos metanogênicos (fluorescentes) foram observados em grande quantidade, semelhante à fase inicial, antes da inoculação, verifica-se essa ocorrência na Figura 5.44 (c).



(a)

(b)



(c)

Figura 5.45 - Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 3, após a inoculação; (a) cocos e bacilos; (b) *Methanosaeta* suportada em esferas de compostos de ferro; (c) *Methanosarcina*.

Bactérias do tipo cocos e bacilos se sobrepuseram às filamentosas, que estavam presentes no lodo de inóculo (Figura 5.45, a). As bactérias filamentosas presentes apareceram próximas a precipitados de ferro (“esferas”), fazendo-se supor que estes poderiam estar servindo de suporte para as mesmas. Na câmara 3 também foram observadas bactérias do gênero *Methanosarcina* (Figura 5.45, c).

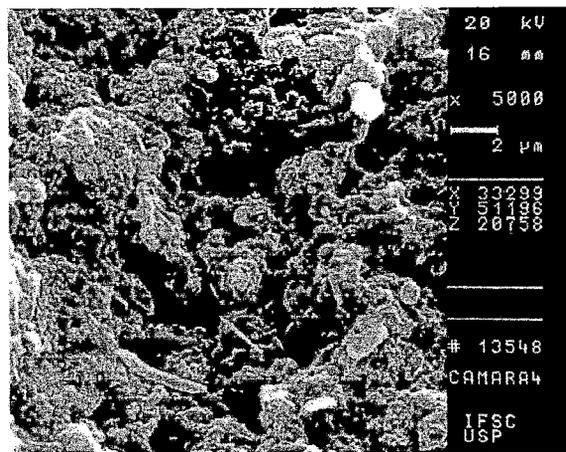


Figura 5.46 - Tipos morfológicos encontrados nos grânulos da câmara 4 após a inoculação; cocos e bacilos delgados.

Os grânulos da câmara 4 eram pequenos e pouco consistentes. Esses grânulos não apresentavam quantidade significativa de bactérias, observando-se principalmente cocos e bacilos delgados (Figura 5.46). A pequena quantidade de alimento presente nesta câmara pode ter inibido o aparecimento de bactérias.

## 5.6. MODELO CINÉTICO PARA O REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO

### 5.6.2. PARÂMETROS CINÉTICOS INTRÍNSECOS

Nas Figuras 5.47 a 5.50 são apresentados os ajustes dos ensaios de cinética às curvas que representam equações de primeira ordem.

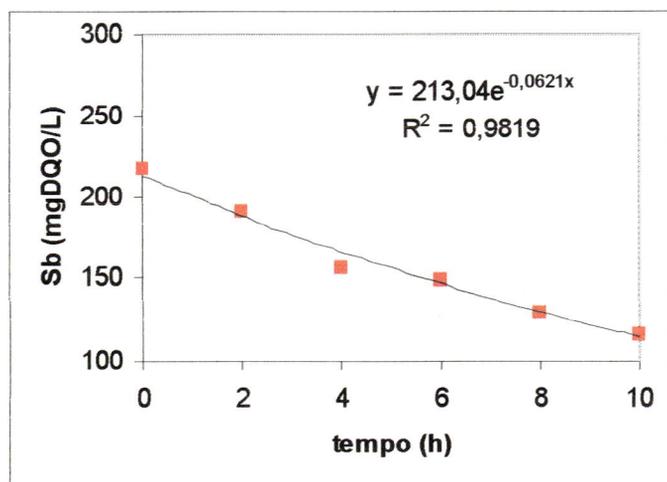


Figura 5.47 - Perfil de concentração de substrato no meio líquido (Sb) em função do tempo para a primeira câmara do reator.

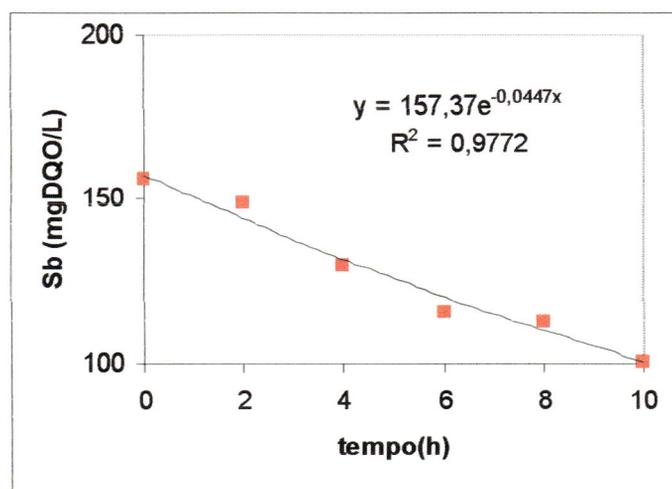


Figura 5.48 - Perfil de concentração de substrato no meio líquido (Sb) em função do tempo para a segunda câmara do reator.

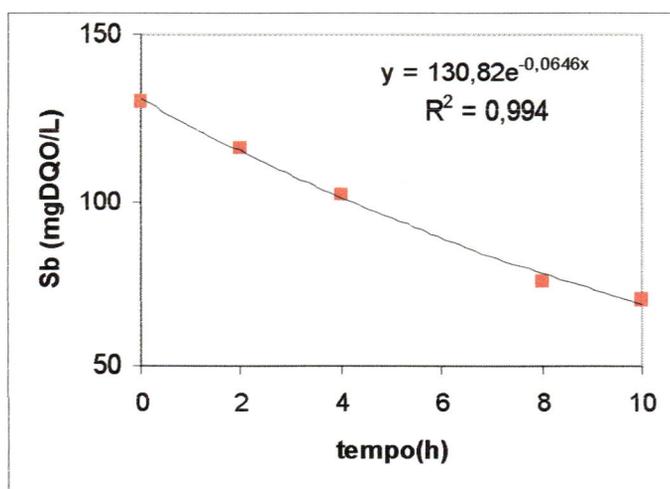


Figura 5.49 - Perfil de concentração de substrato no meio líquido (Sb) em função do tempo para a terceira câmara do reator.

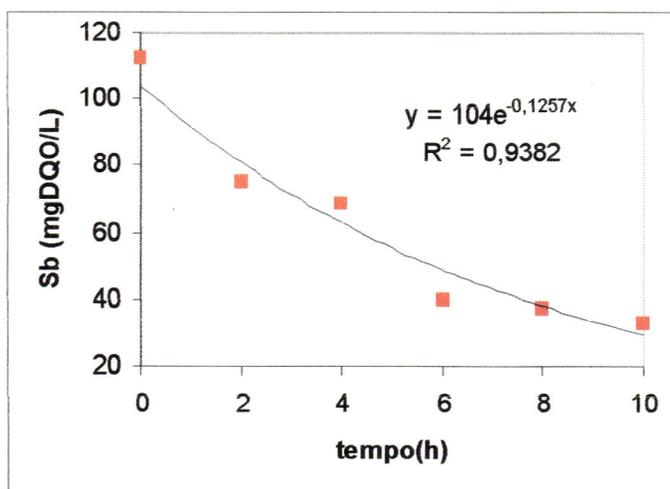


Figura 5.50 - Perfil de concentração de substrato no meio líquido (Sb) em função do tempo para a quarta câmara do reator.

Os melhores ajustes encontrados para os dados obtidos nos ensaios cinéticos foram aqueles que se utilizam de equações de primeira ordem para representar o consumo do substrato por microrganismos.

As equações para as curvas ajustadas foram:

$$\text{Câmara 1 : } S_b = 213,04 e^{-0,0621 t} \quad \text{com } R = 0,9819$$

$$\text{Câmara 2 : } S_b = 157,37 e^{-0,0447 t} \quad \text{com } R = 0,9772$$

$$\text{Câmara 3 : } S_b = 130,82 e^{-0,0646 t} \quad \text{com } R = 0,9940$$

$$\text{Câmara 4 : } S_b = 104,00 e^{-0,1257 t} \quad \text{com } R = 0,8808$$

Os valores de  $K_1$  para cada câmara foram:

$$\text{Câmara 1 : } K_1 = 0,0621 \text{ h}^{-1}$$

$$\text{Câmara 2 : } K_1 = 0,0444 \text{ h}^{-1}$$

$$\text{Câmara 3 : } K_1 = 0,0646 \text{ h}^{-1}$$

$$\text{Câmara 4 : } K_1 = 0,1138 \text{ h}^{-1}$$

Não foi possível ajustar os dados experimentais ao modelo cinético de Monod.

Os valores de  $S_{b0}$  encontrados situaram-se bem próximos dos utilizados nos ensaios e os ajustes apresentaram coeficientes de correlação muito bons.

Comparando-se as câmaras 2 e 3 verifica-se que o coeficiente encontrado para a segunda é menor que o da terceira. Para bactérias metanogênicas como as do gênero *Methanosaeta* a velocidade de consumo do acetato pode ser menor do que para as do gênero *Methanosarcina* por exemplo.

Na câmara 2, as bactérias que possuem velocidade de reação menor apresentam-se em maior quantidade que na câmara 3.

As bactérias do gênero *Methanosarcina* só foram encontradas na terceira câmara do reator, que é a câmara com maior velocidade de reação.

Portanto os dados experimentais podem ser comprovados através das análises reais.

Outro parâmetro que vem corroborar para verificar se os cálculos dos parâmetros cinéticos estão coerentes é a atividade metanogênica.

Este parâmetro é maior na câmara 2 e aproximadamente igual nas outras duas câmaras. A câmara que possui maior atividade metanogênica específica é aquela de menor coeficiente de velocidade de reação.

Deve-se notar que as atividades metanogênicas específicas aqui calculadas só serviram para comparação entre câmaras. É muito difícil a comparação com dados de outros autores, pois cada um utiliza método distinto e quantidade de ácidos como substrato também distinta.

Um lodo como o em estudo pode ser inibido com altas concentrações de ácidos nos testes de atividade, pois está adaptado a baixas concentrações desses mesmos ácidos.

Para utilização na hidrodinâmica do reator e ajuste as modelos matemáticos utilizou-se uma média dos coeficientes de velocidade de reação para as três primeiras câmaras do reator.

Este dado foi utilizado na hidrodinâmica, porque, para o caso de equação de primeira ordem poderão ser realizados em futuros trabalhos cálculos para estimativa da eficiência final do reator.

No caso em estudo considera-se equação de primeira ordem para cada uma das câmaras separadamente.

Utilizou-se então, a simplificação que o reator anaeróbio compartimentado global apresenta equação de primeira ordem para as reações de conversão de substrato.

## 5.7 MODELO HIDRODINÂMICO

Para a modelagem hidrodinâmica foram utilizados os dados referentes aos levantamentos efetuados por POVINELLI (1994). As tabelas das curvas-resposta referentes aos traçadores utilizados se encontram no Anexo 5. À partir desses resultados, os dados foram ajustados aos modelos matemáticos propostos por LEVENSPIEL (1974) e obtidos os resultados dos coeficientes de correlação que podem ser vistos na Tabela 5.7.

Tabela 5.7 – Coeficientes de correlação para os modelos de pequena dispersão, grande dispersão e tanques em série.

ENSAIO	R		
	Dispersão de pequena intensidade	Dispersão de grande intensidade	Tanques em série
I	0,844	0,841	0,969
II	0,878	0,882	0,972
III	0,899	0,767	0,946
IV	0,892	0,878	0,966

A seguir, são apresentados nas Figuras 5.51 a 5.54 os ajustes dos modelos uniparamétricos aos dados experimentais para os ensaios I, II, III e IV respectivamente.

O ensaio I foi realizado com o traçador rodamina, o reator estava preenchido com água e manteve-se um tempo de detenção de 5,2 h aproximadamente. Os ajustes evidenciaram, neste caso uma maior tendência ao modelo dos reatores em série, pois o coeficiente de correlação foi maior para este modelo. Apresentou o valor de 4 reatores de mistura completa em série e foi considerado este modelo para o reator.

No ensaio II foi utilizada rodamina como traçador, o reator preenchido com água e o tempo de detenção hidráulica foi de aproximadamente 5,1 h. O modelo que melhor se ajustou foi o de reatores de mistura completa em série, apresentando 4 reatores em série.

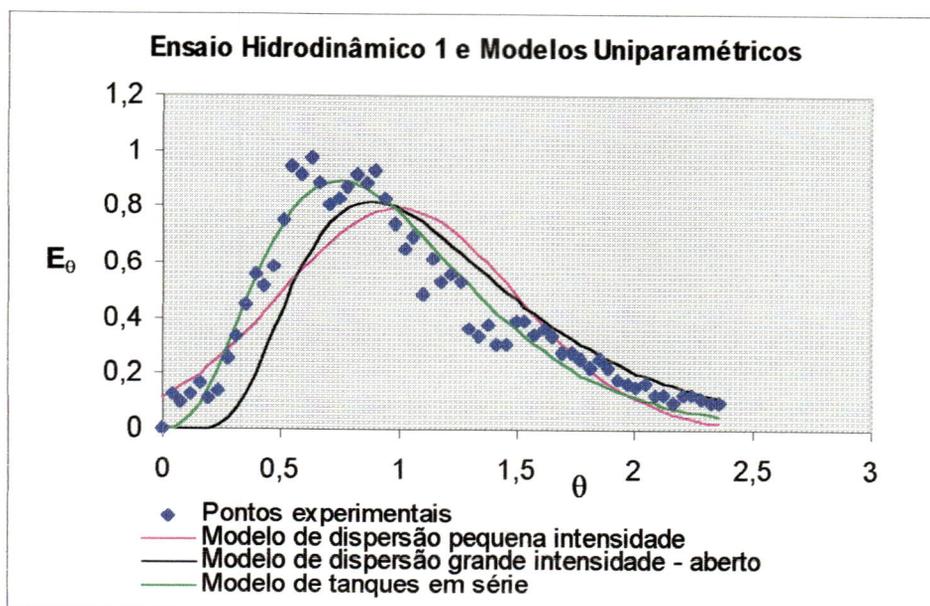


Figura 5.51 - Curva de DTR obtida experimentalmente no TESTE I e modelos teóricos ajustados.

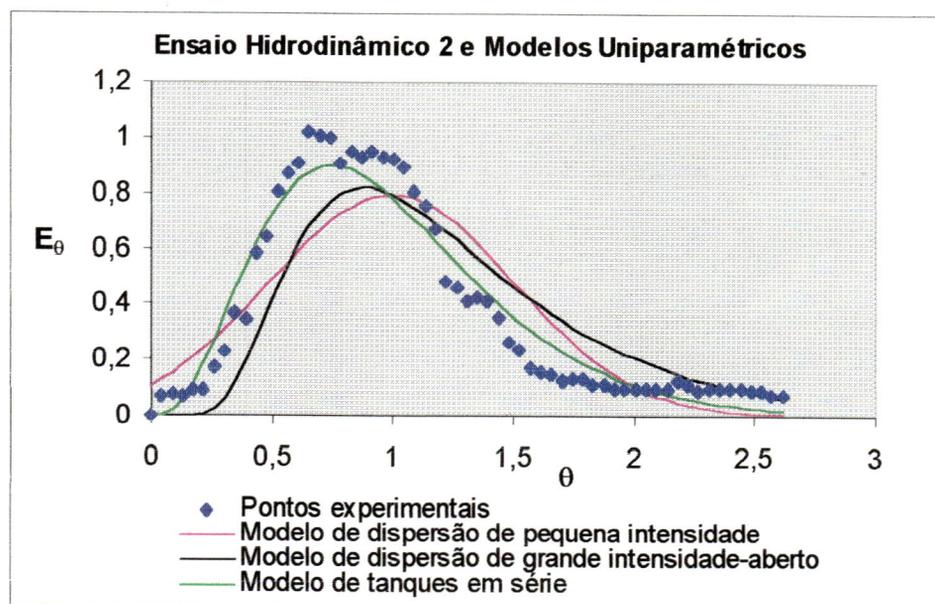


Figura 5.52 - Curva de DTR obtida experimentalmente no TESTE II e modelos teóricos ajustados.

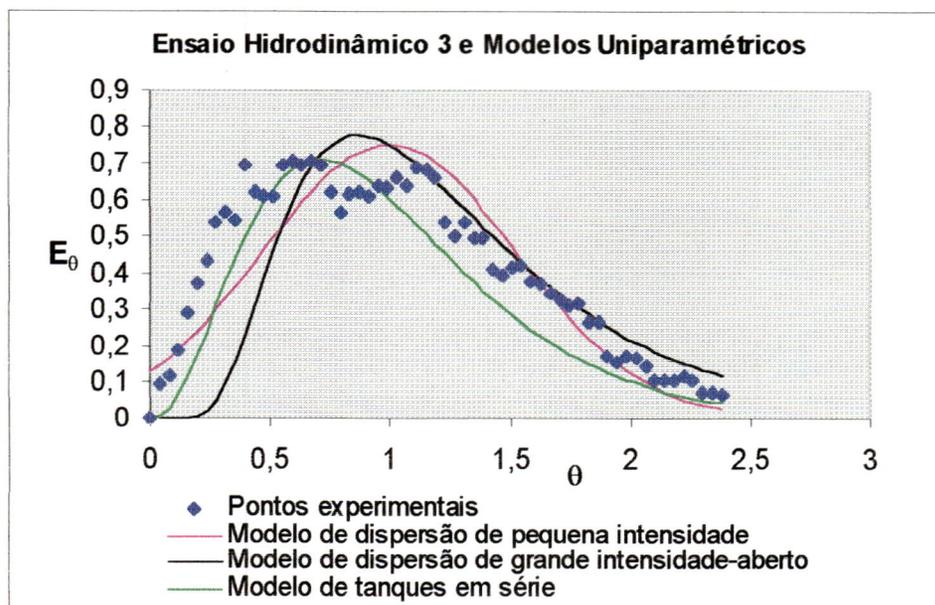


Figura 5.53 - Curva de DTR obtida experimentalmente no TESTE III e modelos teóricos ajustados.

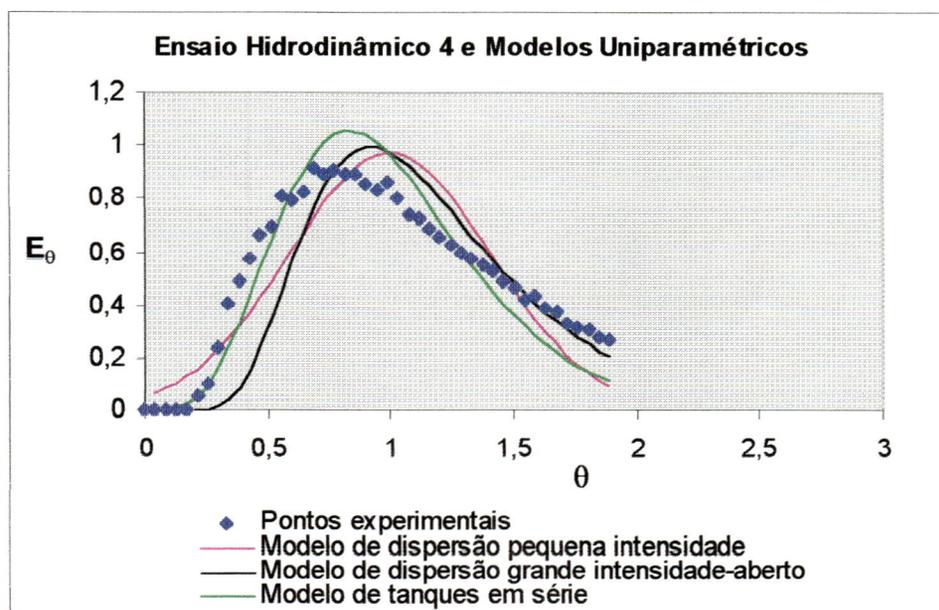


Figura 5.54 - Curva de DTR obtida experimentalmente no TESTE IV e modelos teóricos ajustados.

O ensaio III foi realizado com o reator preenchido com água, como traçador utilizou-se a rodamina e o tempo de detenção hidráulica utilizado foi de 9,6 h. Os melhores resultados dos modelos uniparamétricos ajustados aos dados experimentais foram obtidos, mais uma vez, para o modelo dos reatores de mistura completa em série, como pode ser verificado na Tabela 5.7.

O último ensaio, e considerado como mais significativo, foi realizado com o reator preenchido com esgoto sanitário e já possuidor de manta de lodo, como traçador foi utilizado o cloreto de lítio e o tempo de detenção hidráulico utilizado foi de 12h. Este ensaio foi considerado mais significativo pelo fato do reator apresentar as condições reais de operação. Além disso, nos casos anteriores o reator funcionava como um sistema homogêneo (apenas a fase líquida) e neste caso funcionou de forma heterogênea (fases sólida, líquida e gasosa). O melhor ajuste foi encontrado para o modelo de reatores de mistura completa em série, perfazendo um total de seis (6). Este foi o modelo adotado para o reator, pois representou o ajuste para o ensaio mais significativo.

Esse fato demonstra que estudos de hidrodinâmica efetuados, para reatores biológicos desse tipo, com água e sem a presença de biomassa não são representativos para avaliar as condições de escoamento reais.

Os cálculos dos modelos para os quatro ensaios encontram-se no Anexo 5.

## 6. CONCLUSÕES

Tomando-se como base os resultados obtidos e a discussão efetuada pode-se chegar às seguintes conclusões:

- As oscilações diárias dos parâmetros de controle do processo anaeróbio em reator anaeróbio compartimentado tratando esgoto sanitário são bastante intensas. Necessita-se, portanto, de coletas de amostra compostas para que se possa avaliar significativamente a eficiência da unidade.
- Os parâmetros analisados durante 24 horas, tem uma tendência a diminuição na amplitude das oscilações ao longo das câmaras. Nota-se com isso uma maior estabilidade no efluente do sistema.
- A alcalinidade aumentou ao longo das câmaras demonstrando que há boa capacidade de tamponamento no reator. O pH diminui na câmara 1 e 2 e voltou a aumentar ao longo das câmaras subsequentes. Os ácidos voláteis apresentaram um aumento em sua concentração na câmara 1, diminuindo na sequência. Conclui-se com estes dados que há um predomínio da fermentação na câmara 1.
- A eficiência de remoção de DQO bruta antes da inoculação era em média de 55,5% e a de sólidos voláteis de 42,8%. Após a inoculação estes valores

passaram a ser 59,2% e 41,8% respectivamente. Esta pequena alteração não parece significativa, mas pode-se inferir que a inoculação mudou um pouco a eficiência do sistema.

- A maior remoção de sólidos sedimentáveis, suspensos e dissolvidos na câmara 1 propicia a conclusão de que essa câmara pudesse estar funcionando como decantador.
- O decantador de placas planas paralelas funcionou como retentor de sólidos e consequentemente de DQO, dificultando a expulsão de sólidos.
- Oscilações na porcentagem de remoção de sólidos permitiram concluir à respeito da importância das descargas de fundo no decantador, e que existe um período para estes descartes. No caso da presente pesquisa, este período era de três meses.
- Os gases eram produzidos em menor quantidade na câmara 1 do reator, proporcionando uma menor turbulência no lodo desta. O escoamento era portanto mais laminar que nas outras câmaras do reator. Este fator pode ter influenciado na forma dos grânulos, fazendo com que na câmara 1 estes apresentassem depósitos laminares de metais e nas demais câmaras depósitos superficiais. A turbulência ajudou a formar grânulos com “pelos” na câmara 1 e esféricos nas demais, devido ao aumento dessa agitação.
- Uma menor produção de gás na câmara 1, juntamente com uma maior remoção de DQO permitiram inferir que algum tipo de microrganismo quebrava as moléculas da matéria orgânica sem produzir gás. Foram encontrados fungos anaeróbios em todas as análises da câmara 1. Sendo estes, organismos fermentativos, atribuiu-se aos mesmos parcela da remoção de DQO na câmara.
- O tipo de substrato influenciava na forma e aparência dos grânulos. Na câmara 1, a qual recebia esgoto bruto, os grânulos eram disformes, sem

consistência e irregulares. Nas demais câmaras, que recebiam efluente parcialmente tratado, os grânulos eram esféricos e consistentes.

- A presença de alumínio e ferro nos grânulos das câmaras foi bastante significativa, demonstrando que estes fazem parte da estrutura dos mesmos. O alumínio poderia estar se depositando hipoteticamente sob a forma de nitreto de alumínio ao redor dos grânulos da câmara 1. Esta câmara recebia como afluente esgoto da rede pública e portanto existindo grandes possibilidades de haver nitrogênio dissolvido neste esgoto. A formação de nitreto de alumínio é termodinamicamente favorável em relação à formação de outros sais de alumínio.
- O ferro constituía parte interior ao grânulo, hipoteticamente sob a forma de sulfeto de ferro, o qual nas condições reinantes de anaerobiose era termodinamicamente mais favorável.
- Os polímeros extracelulares e os materiais inertes foram visualizados por meio de microscopia eletrônica de varredura, concluindo-se que estes são parte integrante dos grânulos. A extração deste material, no entanto, proporcionou apenas a coleta de carboidratos, pois as proteínas eram perdidas na extração como pode ser comprovado por eletroforese.
- A presença de fungos anaeróbios na câmara 1 do reator foi muito importante no sentido de comprovar a remoção de DQO sem produção de metano. Estes organismos degradam principalmente celulose e lignina, acreditando-se que possam produzir o acetato como um dos produtos de seu metabolismo.
- Após um mês e meio da inoculação, as bactérias semelhantes ao gênero *Methanosaeta*, que eram predominantes no lodo de inoculação, diminuíram muito na primeira e terceira câmaras do reator, chegando a ser difícil sua observação e se mantiveram na segunda câmara. Possivelmente a baixa taxa de carregamento orgânico volumétrica prejudicou o desenvolvimento das

filamentosas propiciando predomínio de cocos e bacilos. Isto pode ter ocorrido devido as baixas concentrações de ácidos voláteis na entrada da primeira câmara. Há uma maior tendência ao aparecimento de cocos e bacilos com estas condições, pois elas utilizam o hidrogênio, e não acetato, para formação do metano.

- A produção deste gás foi mais intensa na câmara 2, tendendo a decrescer ao longo do reator, concluindo-se que esta câmara é mais propícia a metanogênese.
- Atribui-se ao fato do decrescimento da produção de gás a diminuição da concentração de matéria orgânica disponível para as bactérias. Este fato pode ser melhor verificado quando calculada a taxa de alimento por microrganismos real no reator que é muito baixa. Foram obtidos valores de 0,0086 gDQO/gSSv.dia para a primeira câmara do reator, 0,03 g DQO/gSSv.dia para a segunda e 0,048 e 0,055 gDQO/gSSv.dia para a terceira e decantador respectivamente. As atividades metanogênicas máximas atingem valores da ordem de 0,1 a 0,3 gDQO/gSSv.dia após a inoculação, corroborando com os dados reais.
- Verificando a diminuição da quantidade das bactérias inoculadas, a diminuição no valor da taxa de carregamento orgânica volumétrica e a baixa relação alimento/microrganismos no reator pode-se tirar como conclusão mais importante que o metabolismo bacteriano sofre influência da falta de alimento. Isto poderia ser sanado, aumentando-se a concentração do afluente (o que não é possível), ou modificando-se algum parâmetro de projeto do reator, como o tempo de detenção hidráulico (TDH), por exemplo. No presente caso as velocidades ascensionais são baixas, havendo possibilidade de diminuição no TDH.

- As reações de consumo do substrato por microrganismos nas câmaras apresentaram equações de primeira ordem e os coeficientes de velocidade diferiram de câmara para câmara.
- Os ensaios hidrodinâmicos com traçadores apresentaram melhores resultados quando realizados nas condições reais de funcionamento do reator. Isto é, quando o sistema estava preenchido com esgoto, possuía mantas de lodo e havia produção de gás. O reator preenchido apenas com água não simulou as condições reais de heterogeneidade.
- O modelo que melhor se ajustou aos dados obtidos em curva-resposta aos ensaios realizados com traçador foi o de reatores de mistura completa em série (maiores coeficientes de correlação).
- O número de reatores de mistura completa em série encontrado e que mais se aproximou dos dados reais foi 6 reatores.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- American Public Health Association (1992). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 17 ed. (APHA, New York).
- ARAÚJO, J. C. (1995) Caracterização e Evolução do Biofilme em Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado Alimentado com Esgoto Sanitário Sintético. São Carlos, 158p. Dissertação (mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- ATKINSON, B.; DAOUD, I. S. (1976) Advances in biochemical engineering. Chapter 2, vol. 4.
- BACHMANN, A.; BEARD, V.L. e Mc CARTY, P.L. (1982) Comparison of Fixed - film reactors with a modified Sludge Blanket Reactor, Proceedings First International Conference on Fixed - Film Ecological Process, Volume II, Corps of Engineers, US. Department of the Army, Kings Island, Ohio, USA, april 20-23.
- BACHMANN, A; BEARD, V. L.; Mc CARTY, P. L. (1985) Performance characteristics of the anaerobic reactor. Water Research, 19 (4) : 99 - 106.
- BOOPATHY, R.; TILCHE, A (1991) Anaerobic digestion of high strength molasses wastewater using hybrid anaerobic reator. Water Research, 25 (7) : 785 - 790.

- BOOPATHY, R.; SIEVERS, D.M. (1991) Performance of a modified anaerobic baffled reactor to treat swine waste, *American Society of Agricultural Engineers*, v. 34(6), 2573-2582.
- CAMPOS, J. R. (1989) Remoção de DQO e de nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série. Tese de Livre Docência apresentada à EESC -USP.
- DALTRO F.º, J. (1988) Desempenho de filtros anaeróbios no tratamento de esgotos sanitários: efeito da altura do filtro e da toxicidade por cobre. São Carlos - SP, Tese (doutorado) 2v., EESC - USP.
- DE NARDI, I. C. (1997) Influência das Características do Traçador nas Curvas de Distribuição de Tempos de Residência em Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF), São Carlos -SP, 91p. Dissertação de Mestrado. Hidráulica e Saneamento, EESC-USP.
- DI LALLO. R. e ALBERTSON, O.E. (1961) Volatile acids by direct titration, *Journal Water Pollution Control Federation*, v. 33, n. 4, 356 - 365.
- FERRI, M. G. (1981) Ecologia e Poluição. Série Prisma Brasil, Ed. Melhoramentos.
- FLEMING, H. C. (1993) Biofilms and Environmental Protection. *Water Science Technology*, v.27, n.7-8, pp 1-10.
- GOMES, L. P. (1989), Estudo da Caracterização Física e Biodegradabilidade dos Resíduos Sólidos Urbanos em Aterros Sanitários. Dissertação (Mestrado), EESC, USP.
- GROBICKI, A.; STUCKEY, D. (1992) Hydrodynamic characteristics of the anaerobic baffled reactor. *Water Research*, 26(3) : 371 - 378.
- GROBICKI, A.; STUCKEY, D. (1988) Performance of the anaerobic baffled reactor, presented on Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion, Bologna, Italy, May, 22 - 26.
- GROBICKI, A.; STUCKEY, D.(1989) The role of formate in the anaerobic baffled reactor. *Water Research*, 23(12) : 1599 - 1602.
- GUIOT, S. R. *et al.* (1991) A structured model of the anaerobic granule consortium. Biotechnology Research Institute, Montreal, Canadá.

- JERIS, J. S. *et al.* (1974) High rate biological denitrification using a granular fluidized bed. *Journal Water Pollution Control Federation*, Washington, 46 (9): 2118 : 2128.
- JUDICE, M. A. M. (1991) Determinação de componentes extracelulares de lodos ativados. *Dissertação de mestrado apresentada à EESC - USP.*
- LAWRENCE, A.W.; McCARTY, P. L. (1969) Kinetics of methane fermentation in anaerobic treatment. *Journal Water Pollution Control Federation*, 41 (2) : R 1 - R 17, Part 2.
- LAWRENCE, A.W.; McCARTY, P. L. (1970) Unifield basis for biological treatment design and operation. *Journal of the Sanitary Engineering Division, proceedings of the American Society of Civil Engineers*, 757 -776.
- LETTINGA, G. *et al.* (1980) Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) reator concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*. Vol. XXII, N. 4, 699 - 734.
- LEVENSPIEL, O. (1974) *Engenharia das Reações Químicas: Cálculo de Reatores*. Edgard Blücher. São Paulo.
- METCALF, L. & EDDY, H. P. (1991) *Wastewater Engineering: treatment, disposal e reuse*, Mc Graw - Hill, 3.<sup>a</sup> ed., 1334p.
- MOTA, S. (1997) *Introdução à Engenharia Ambiental*. ABES.
- NATION, J. L. (1983) A New Method Using Hexamethyldisilazane for Preparation of Soft Tissues for Scanning Electron Microscopy. *Stain Technology*. v. 58, n. 6, p. 347 - 351.
- NOUR, E. A. A. (1996) *Tratamento de Esgoto Sanitário Empregando-se Reator Anaeróbio compartimentado*. São Carlos - SP, 148p. Tese de Doutorado de Hidráulica e Saneamento, EESC, USP.
- OLIVEIRA, R. A. (1997) *Efeito da Concentração de Sólidos Suspensos do Afluente no Desempenho e Características do Lodo de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo Tratando Águas Residuárias de Suinocultura*. São Carlos - SP, 2v. Tese de Doutorado. Hidráulica e Saneamento, EESC-USP.

- OROZCO, A. *et al.* (1988) Anaerobic wastewater treatment using an open plug flow baffled reactor at low temperature, presented on Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion, Bologna, Italy, May, 22 - 26.
- PENNA, J. A. (1994) Estudo da Metodologia do Teste de Atividade Metanogênica Específica. São Carlos, 2vs. Tese (Doutorado) Escola de engenharia de São Carlos, USP.
- PERRY, R. H. & CHILTON, C.C. (1995) Chemical Engineers Handbook. 50<sup>th</sup> ed. New York, Mc Gram-Hill.
- PESSIN, N. (1997) Avaliação de uma Metodologia para Obtenção de Fungos anaeróbios Celulolíticos à partir de Amostras Provenientes de Dois Ecossistemas Distintos: Rúmen e Aterro Sanitário. São Carlos. Dissertação (mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PIRES, E. C. e RIBEIRO, A. P. (1991) Avaliação Preliminar do Comportamento Hidrodinâmico de Reatores Anaeróbios de Escoamento Ascendente e Manta de Lodo. Apresentado no XI Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica, São Paulo, Dezembro.
- POVINELLI, S. C. S. (1994) Estudo da Hidrodinâmica e Partida de Reator Anaeróbio com Chicanas Tratando Esgoto Sanitário. São Carlos. Dissertação (mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. (1986) Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes, Journal Water Pollution Control Federation, v.58, n. 5, 406 - 411.
- RITTMANN, B. E.; MANEM, J. A. (1992) Development and experimental evaluation of a steady-state, multispecies biofilm model. Biotechnology and Bioengineering, vol 39, 914-922.
- SOUSA, J. T. (1996) Pós Tratamento de Efluente de Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente em Reator Anaeróbio Sequencial em Batelada de Coluna de Lodo

- Anaeróbio para Desnitrificação. São Carlos – SP, 258p. Tese de Doutorado. Hidráulica e Saneamento, EESC-USP.
- SOUZA, A. M. T.; ARAÚJO, M. E. A. (1982) Estado da Arte da Digestão Anaeróbia. Belo Horizonte. Fundação Centro Tecnológico de Minas Gerais/CETEC Série de Publicações Técnicas/SPT - 005. 100p.
- SOUZA, H. B.; DERISIO, J.C. (1997) Guia Técnico de Coleta de Amostras de Água - CETESB São Paulo.
- SPEECE, R.E. (1996) Anaerobic Biotechnology - For Industrial Wastewaters Archae Press Vanderbilt University 416p.
- TAVARES, C.R.G. (1992) Tratamento anaeróbio de efluentes em bioreator de leito fluidizado trifásico. Tese de doutorado apresentada à COPPE - UFRJ.
- VARESCHE, M. B. A. (1990) Microbiologia da Degradação Anaeróbia da Celulose. Seminário apresentado na Disciplina Biologia do Tratamento de Esgotos ministrada no Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC – USP.
- VIEIRA, L. G. T. (1996) Estimativa de Parâmetros Cinéticos Intrínsecos de Utilização de Substrato por Lodo Anaeróbio Imobilizado São Carlos, 63p. Dissertação (mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- XIUSHIAN, Y. *et al.* (1988) Process differences between a sludge bed filter and anaerobic baffled reactor treating soluble wastes, presented on Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion, Bologna, Italy, May 22 - 26.
- ZAIAT, M. (1996) Desenvolvimento de Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) para Tratamento de Águas Residuárias. São Carlos-SP. Hidráulica e Saneamento, EESC-USP.
- ZAIAT, M.; PASSIG, F. H.; FORESTL, E. (1999) Mathematical Model and Criteria for Designing Horizontal - Flow Anaerobic Immobilized Sludge (HAIS) Reactors Part II: Preliminary Design Evaluation Bioresource Technology, submitted.

**ANEXO 1**

**CURVA DE CALIBRAÇÃO PARA GÁS METANO**

### CURVA DE CALIBRAÇÃO PARA O METANO

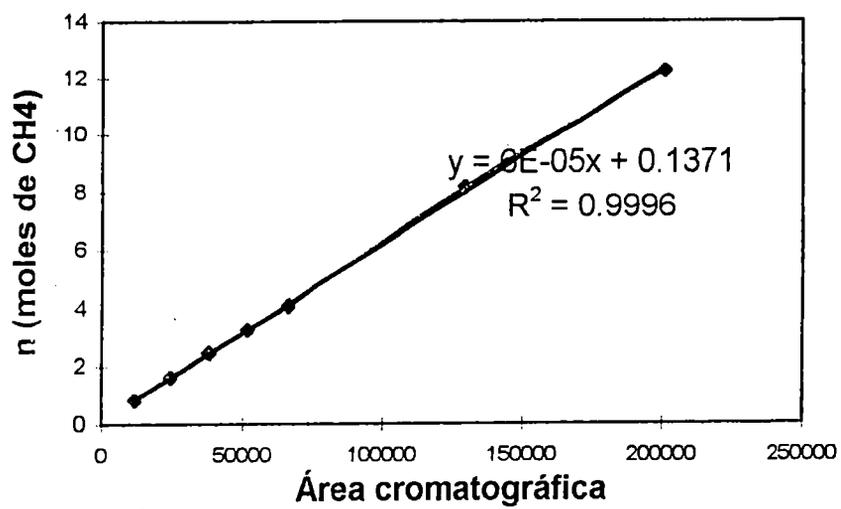


Figura A1.1. Curva de Calibração para o gás metano

**ANEXO 2**

**PARÂMETROS ESTUDADOS NO ENSAIO DE 24 HORAS DO DIA 21/07/98**

Tabela A2.1 - Valores de pH para o afluente e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Horas	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
6:00	7,42	7,14	7,18	7,07	7,12
9:00	7,65	7,04	7,06	7,15	7,18
12:00	7,36	7,15	7,03	7,04	7,06
15:00	7,37	7,16	7,10	7,15	7,09
18:00	7,47	7,20	7,18	7,23	7,25
21:00	7,63	7,15	7,15	7,18	7,29
24:00	7,47	7,01	7,01	7,07	7,18

Tabela A2.2 - Valores de Alcalinidade (mg CaCO<sub>3</sub>/L) para o afluentes e efluentes das câmaras para o um ensaio de 24 horas.

Horas	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
6:00	105	121	152	183	203
9:00	114	132	163	204	208
12:00	102	122	143	176	178
15:00	80	106	130	164	164
18:00	103	101	119	147	151
21:00	125	117	123	153	166
24:00	110	126	165	207	211

Tabela A2.3 - Valores de Alcalinidade Parcial (mg CaCO<sub>3</sub>/L) para o afluente e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Horas	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
6:00	81	77	105	127	136
9:00	78	80	106	138	140
12:00	73	78	88	110	110
15:00	57	68	83	110	110
18:00	71	67	77	102	103
21:00	87	76	84	103	118
24:00	82	76	100	135	134

Tabela A2.4 - Valores de Ácidos Voláteis (mgHAc/L) para o afluente e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Horas	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
6:00	18	25	26	20	17
9:00	22	35	27	48	18
12:00	21	32	29	22	16
15:00	23	30	32	27	26
18:00	21	29	31	29	25
21:00	17	28	26	21	21
24:00	14	27	27	21	18

Tabela A2.5 - Valores de DQO total (mg/L) para o afluente e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Horas	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
6:00	337	308	269	155	128
9:00	488	301	269	143	134
12:00	445	342	275	196	185
15:00	437	390	316	234	223
18:00	553	378	314	236	223
21:00	420	375	317	223	211
24:00	320	306	252	156	141

Tabela A2.6 - Valores de Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L) para o afluente efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Horas	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
6:00	85	61	46	26	19
9:00	158	46	56	19	18
12:00	82	64	44	23	25
15:00	94	68	42	37	32
18:00	173	26	45	35	30
21:00	108	91	51	29	28
24:00	92	44	14	21	15

Tabela A2.7 - Valores de Sólidos Sedimentáveis (mL/L) para o afluente e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Horas	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
6:00	0,1	0	0	0	0
9:00	3,5	0,1	0,1	0,1	0
12:00	0,2	0	0,1	0	0
15:00	0	0	0	0	0
18:00	6	0	0	0,1	0
21:00	0	0	0	0	0
24:00	0,6	0,1	0,1	0,1	0

Tabela A2.8 - Valores de Gases (% metano) para o afluente e efluentes das câmaras para um ensaio de 24 horas.

Horas	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
6:00		40,8	78,5	83,4	65,4
9:00		55,4	79,2	81,4	67,4
12:00		47,2	79,2	79,4	78,0
15:00		44,8	77,6	80,3	76,6
18:00		53,5	71,5	75,6	75,8
21:00		38,6	55,2	70,5	66,6
24:00		59,1	78,8	72,8	68,4

**ANEXO 3**

**PARÂMETROS ESTUDADOS PARA A FASE LÍQUIDA DURANTE OS MESES DE  
PESQUISA**

Tabela A3.1 - pH do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	7,5	7,3	7,3	7,3	
7	08/07/97					
14	15/07/97	7,5	7,1	7,1	7,0	
21	22/07/97					
29	30/07/97	7,3	7,1	7,0	7,0	
35	05/08/97					
42	12/08/97	7,5	7,2	7,3	7,3	
49	19/08/97					
55	25/08/97	7,5	7,5	7,4	7,5	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	7,1	6,9	6,8	6,8	6,9
235	24/02/98					
245	03/03/98	7,2	7,0	7,2	7,2	7,2
252	10/03/98	7,4	7,3	7,4	7,2	7,3
259	17/03/98	7,4	7,5	7,4	7,5	7,4
266	24/03/98	7,2	7,2	7,2	7,2	7,2
273	31/03/98	7,4	7,4	7,4	7,4	7,3
280	07/04/98	7,6	7,1	7,1	7,0	7,0
287	14/04/98					
294	21/04/98	7,3	7,2	6,8	6,8	6,9
301	28/04/98	7,3	7,7	7,2	7,8	7,6
307	04/05/98	7,7	7,3	7,4	7,4	7,4
315	12/05/98	7,3	7,3	7,3	7,4	7,3
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98	7,7	7,6	7,6	7,7	7,7
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98	7,5	7,2	7,1	7,1	7,2
392	28/07/98					

Tabela A3.2 - Alcalinidade Total (mg CaCO<sub>3</sub>/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	148	148	161	167	
7	08/07/97					
14	15/07/97	185	167	179	192	
21	22/07/97					
29	30/07/97	148	154	161	161	
35	05/08/97					
42	12/08/97	179	179	179	192	
49	19/08/97					
55	25/08/97	159	135	159	195	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	182	192	175	169	163
235	24/02/98					
245	03/03/98					
252	10/03/98	108	130	125	141	147
259	17/03/98	99	95	91	101	98
266	24/03/98	78	82	83	93	92
273	31/03/98	76	85	82	79	79
280	07/04/98	88	135	166	189	191
287	14/04/98					
294	21/04/98	205	218	201	187	191
301	28/04/98	121	135	158	165	151
307	04/05/98	103	131	157	177	179
315	12/05/98	114	126	145	173	174
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98	82	83	88	101	109
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98	106	118	144	180	184
392	28/07/98					

Tabela A3.3 - Alcalinidade Parcial (AP)(mgCaCO<sub>3</sub>) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	71	71	75	83	
7	08/07/97					
14	15/07/97	91	83	83	95	
21	22/07/97					
29	30/07/97	67	71	75	79	
35	05/08/97					
42	12/08/97	87	79	83	95	
49	19/08/97					
55	25/08/97	116	107	120	150	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	124	130	122	118	113
235	24/02/98					
245	03/03/98					
252	10/03/98	67	81	77	87	90
259	17/03/98	67	65	64	74	71
266	24/03/98	51	60	58	64	65
273	31/03/98	46	62	59	58	56
280	07/04/98	64	90	112	131	136
287	14/04/98					
294	21/04/98	156	161	143	133	133
301	28/04/98	85	92	109	121	107
307	04/05/98	81	92	113	123	134
315	12/05/98	8	98	107	130	131
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98	58	59	59	34	36
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98					
392	28/07/98					

Tabela A3.4 - Alcalinidade Intermediária (AI)(mgCaCO<sub>3</sub>/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	77	77	86	84	
7	08/07/97					
14	15/07/97	94	84	96	97	
21	22/07/97					
29	30/07/97	81	83	86	82	
35	05/08/97					
42	12/08/97	92	100	96	97	
49	19/08/97					
55	25/08/97	43	28	39	45	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	58	62	53	51	49
235	24/02/98					
245	03/03/98					
252	10/03/98	41	48	48	54	57
259	17/03/98	32	30	27	26	27
266	24/03/98	27	22	25	29	27
273	31/03/98	30	23	24	21	23
280	07/04/98	24	45	54	58	55
287	14/04/98					
294	21/04/98	49	57	58	54	58
301	28/04/98	36	43	50	44	43
307	04/05/98	21	39	43	54	45
315	12/05/98	106	29	38	43	43
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98	24	24	30	67	73
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98	106	118	144	180	184
392	28/07/98					

Tabela A3.5 - Ácidos Orgânicos Voláteis (mg HAc/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	24	31	31	26	
7	08/07/97					
14	15/07/97	48	48	36	36	
21	22/07/97					
29	30/07/97	38	45	36	29	
35	05/08/97					
42	12/08/97	43	51	43	34	
49	19/08/97					
55	25/08/97	32	25	40	32	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	43	33	29	27	23
235	24/02/98					
245	03/03/98					
252	10/03/98	20	21	18	15	18
259	17/03/98					
266	24/03/98	22	15	15	12	15
273	31/03/98					
280	07/04/98					
287	14/04/98					
294	21/04/98	35	35	30	33	23
301	28/04/98	38	40	43	30	28
307	04/05/98	28	35	33	30	35
315	12/05/98	23	18	21	21	18
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98	10	10	10	12	11
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98	19	30	28	23	20
392	28/07/98					

Tabela A3.6 - DQO total (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	462	373	365	322	
7	08/07/97					
14	15/07/97	550	390	330	266	
21	22/07/97					
29	30/07/97	453	363	331	412	
35	05/08/97					
42	12/08/97	584	424	388	313	
49	19/08/97					
55	25/08/97	367	313	210	151	
63	02/08/97					
200	20/01/98	462	242	348	202	
207	27/01/98	435	339	202	155	
214	03/02/98	298	331	96	96	
221	10/02/98	475	356	239	160	
228	17/02/98	672	375	258	175	160
235	24/02/98					
245	03/03/98	187	151	103	110	53
252	10/03/98	438	323	292	190	136
259	17/03/98	228	125	166	71	56
266	24/03/98	208	105	65	81	53
273	31/03/98	381	98	68	42	42
280	07/04/98	577	361	322	224	181
287	14/04/98	257	120	113	72	65
294	21/04/98	662	395	411	285	243
301	28/04/98	548	433	383	268	232
307	04/05/98	581	484	369	274	252
315	12/05/98					
322	19/05/98	566	411	375	312	265
329	26/05/98					
337	03/06/98	321	420	388	931	310
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98	426	343	285	192	180
392	28/07/98					

Tabela A3.7 - Porcentagem de Remoção de DQO<sub>Total</sub> do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97		19,2	21,0	30,3	
7	08/07/97					
14	15/07/97		29,1	40,0	51,6	
21	22/07/97					
29	30/07/97		19,9	26,9	9,1	
35	05/08/97					
42	12/08/97		27,4	33,6	46,4	
49	19/08/97					
55	25/08/97		14,7	42,8	58,9	
63	02/08/97					
			47,6	24,7	56,3	
			22,1	53,6	64,4	
214	03/02/98		-11,1	67,8	67,8	
221	10/02/98		25,1	49,7	66,3	
228	17/02/98		44,2	61,6	73,9	76,2
235	24/02/98					
245	03/03/98		19,3	45,5	41,2	71,6
252	10/03/98		26,3	33,3	56,6	68,9
259	17/03/98		45,2	27,2	68,8	75,4
266	24/03/98		49,5	68,8	61,1	74,5
273	31/03/98		74,2	82,2	88,9	89,0
280	07/04/98		37,4	44,2	61,2	68,6
287	14/04/98		53,3	56,0	72,0	74,7
294	21/04/98		40,3	37,9	56,9	63,3
301	28/04/98		21,0	30,1	51,1	57,7
307	04/05/98		16,7	36,5	52,8	56,6
315	12/05/98		27,4	33,7	44,9	53,2
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98		-30,8	-20,9	-190,0	3,4
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98		19,5	33,1	54,9	57,7
392	28/07/98					

Tabela A3.8 - DQO filtrada (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	121	172	170	137	
7	08/07/97					
14	15/07/97	131	98	98	83	
21	22/07/97					
29	30/07/97	168	131	117	119	
35	05/08/97					
42	12/08/97	108	94	51	46	
49	19/08/97					
55	25/08/97	145	117	89	88	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	142	150	115	85	92
235	24/02/98					
245	03/03/98	83	51	38	37	38
252	10/03/98	200	127	77	53	60
259	17/03/98	132	57	37	32	34
266	24/03/98	126	56	40	33	30
273	31/03/98	183	65	42	30	30
280	07/04/98	150	166	130	90	83
287	14/04/98	102	63	45	33	25
294	21/04/98	207	196	173	115	116
301	28/04/98	307	243	162	116	114
307	04/05/98	185	207	160	116	116
315	12/05/98					
322	19/05/98	191	166	147	108	97
329	26/05/98					
337	03/06/98	100	132	127	81	103
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98					
392	28/07/98					

Tabela A3.9 - Porcentagem de Remoção de DQO filtrada do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97		-42,1	-40,5	-13,2	
7	08/07/97					
14	15/07/97		25,2	25,2	36,6	
21	22/07/97					
29	30/07/97		22,0	30,3	29,2	
35	05/08/97					
42	12/08/97		13,0	52,8	57,4	
49	19/08/97					
55	25/08/97		19,3	38,6	39,3	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98		-5,6	19,0	40,1	35,2
235	24/02/98					
245	03/03/98		38,5	54,2	55,4	54,2
252	10/03/98		36,5	61,5	73,5	70,0
259	17/03/98		56,8	71,9	75,8	74,2
266	24/03/98		55,6	68,2	73,8	76,2
273	31/03/98		64,5	77,0	83,6	83,6
280	07/04/98		-10,7	13,3	40,0	44,7
287	14/04/98		38,2	55,9	67,6	75,5
294	21/04/98		5,3	16,4	44,4	44,0
301	28/04/98		20,8	47,2	62,2	62,9
307	04/05/98		-11,9	13,5	37,3	37,3
315	12/05/98					
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98		-32,0	-27,0	19,0	-3,0
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98					
392	28/07/98					

Tabela A3.10 - Relação de  $DQO_F/DQO_T$  do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	0,26	0,46	0,47	0,42	
7	08/07/97					
14	15/07/97	0,24	0,25	0,30	0,31	
21	22/07/97					
29	30/07/97	0,37	0,36	0,35	0,29	
35	05/08/97					
42	12/08/97	0,18	0,22	0,13	0,15	
49	19/08/97					
55	25/08/97	0,39	0,37	0,42	0,58	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	0,21	0,40	0,44	0,49	0,58
235	24/02/98					
245	03/03/98	0,44	0,34	0,37	0,34	0,72
252	10/03/98	0,46	0,39	0,26	0,28	0,44
259	17/03/98	0,58	0,46	0,22	0,45	0,61
266	24/03/98	0,61	0,53	0,61	0,40	0,57
273	31/03/98	0,48	0,66	0,61	0,71	0,71
280	07/04/98	0,26	0,46	0,40	0,40	0,45
287	14/04/98	0,40	0,53	0,40	0,46	0,38
294	21/04/98	0,31	0,50	0,42	0,40	0,48
301	28/04/98	0,56	0,56	0,42	0,43	0,49
307	04/05/98	0,32	0,42	0,43	0,42	0,46
315	12/05/98					
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98	0,31	0,31	0,32	0,09	0,33
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98					
392	28/07/98					

Tabela A3.11 - Sólidos Totais (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	484	479	312	278	
7	08/07/97					
14	15/07/97	734	537	486	503	
21	22/07/97					
29	30/07/97	486	241	261	466	
35	05/08/97					
42	12/08/97	496	423	623	317	
49	19/08/97					
55	25/08/97	369	308	303	335	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	617	412	332	346	245
235	24/02/98					
245	03/03/98	325	373	194	163	161
252	10/03/98	472	371	340	305	320
259	17/03/98	281	222	220	184	295
266	24/03/98	177	135	146	97	117
273	31/03/98	334	187	144	151	127
280	07/04/98	556	376	351	344	282
287	14/04/98	278	204	198		
294	21/04/98	467	306	367	287	248
301	28/04/98	488	456	424	512	324
307	04/05/98	648	720	616	560	532
315	12/05/98	550	332	376	456	234
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98					
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98					
392	28/07/98					

Tabela A3.12 - Porcentagem de Remoção de Sólidos Totais nas diferentes Câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97		1,0	35,5	42,6	
7	08/07/97					
14	15/07/97		26,8	33,8	31,5	
21	22/07/97					
29	30/07/97		50,4	46,3	4,1	
35	05/08/97					
42	12/08/97		14,7	-25,6	36,1	
49	19/08/97					
55	25/08/97		16,5	17,9	9,2	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98		33,2	46,2	43,9	60,3
235	24/02/98					
245	03/03/98		-14,8	40,3	49,3	50,5
252	10/03/98		21,4	27,9	35,4	32,2
259	17/03/98		21,0	21,7	34,5	-5,0
266	24/03/98		23,7	17,5	45,2	33,9
273	31/03/98		44,0	56,9	54,8	61,9
280	07/04/98		32,4	36,9	32,2	49,3
287	14/04/98		26,6	28,8	46,0	52,5
294	21/04/98		34,5	21,4	38,5	46,9
301	28/04/98		6,5	13,1	-4,9	33,6
307	04/05/98		-11,1	4,9	13,5	17,9
315	12/05/98		39,6	31,6	17,1	57,5
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98					
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98					
392	28/07/98					

Tabela A3.13 - Sólidos Fixos (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	121	230	281	201	
7	08/07/97					
14	15/07/97	358	294	300	261	
21	22/07/97					
29	30/07/97	242	206	213	263	
35	05/08/97					
42	12/08/97	244	245	287	55	
49	19/08/97					
55	25/08/97	164	141	170	175	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	188	171	154	-163	134
235	24/02/98					
245	03/03/98	269	35	132	119	120
252	10/03/98	129	135	93	187	7
259	17/03/98	75	36	67	67	-43
266	24/03/98	100	52	67	76	53
273	31/03/98	145	120	105	87	103
280	07/04/98	144	187	203	178	138
287	14/04/98	104	102	90		
294	21/04/98	168	26	186	159	159
301	28/04/98	90	2	54	70	4
307	04/05/98	218	270	276	176	256
315	12/05/98	262	116	228	256	182
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98					
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98					
392	28/07/98					

Tabela A3.14 - Sólidos Voláteis (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	363	249	31	77	
7	08/07/97					
14	15/07/97	376	243	186	242	
21	22/07/97					
29	30/07/97	244	35	48	203	
35	05/08/97					
42	12/08/97	252	178	336	262	
49	19/08/97					
55	25/08/97	205	167	133	160	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	429	241	178	509	111
235	24/02/98					
245	03/03/98	56	338	62	44	41
252	10/03/98	343	236	247	120	313
259	17/03/98	206	186	153	117	338
266	24/03/98	77	83	79	21	64
273	31/03/98	189	67	39	64	24
280	07/04/98	412	189	148	166	144
287	14/04/98	174	102	108	130	150
294	21/04/98	299	280	181	128	89
301	28/04/98	398	454	370	442	320
307	04/05/98	430	450	340	384	276
315	12/05/98	288	216	148	200	52
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98					
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98					
392	28/07/98					

Tabela A3.15 - Porcentagem de Remoção de Sólidos Voláteis nas diferentes câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97		31,4	91,4	78,8	
7	08/07/97					
14	15/07/97		35,4	50,5	35,6	
21	22/07/97					
29	30/07/97		85,6	80,3	16,8	
35	05/08/97					
42	12/08/97		29,3	-33,3	-3,9	
49	19/08/97					
55	25/08/97		18,5	35,1	21,9	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98		43,8	58,5	-18,6	74,1
235	24/02/98					
245	03/03/98		-503,6	-10,7	21,4	26,8
252	10/03/98		31,2	27,9	65,0	8,7
259	17/03/98		9,7	25,7	43,2	-64,1
266	24/03/98		-7,8	-2,6	72,7	16,9
273	31/03/98		64,5	79,4	66,1	87,3
280	07/04/98		54,1	64,1	59,7	65,0
287	14/04/98		41,4	37,9	25,3	13,8
294	21/04/98		6,4	39,5	57,2	70,2
301	28/04/98		-14,1	7,0	-11,0	19,6
307	04/05/98		-4,7	20,9	10,7	35,8
315	12/05/98		25,0	48,6	30,5	81,9
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98					
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98					
392	28/07/98					

Tabela A3.16 - Relação STV/ST para o afluente bruto e saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	0,87	0,95	0,93	0,93	
7	08/07/97					
14	15/07/97	0,84	0,76	0,76	0,83	
21	22/07/97					
29	30/07/97	0,94	0,86	0,88	0,75	
35	05/08/97					
42	12/08/97	0,86	0,94	0,89	0,85	
49	19/08/97					
55	25/08/97	0,55	0,42	0,44	0,48	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	0,87	0,94	0,91	1,18	1,44
235	24/02/98					
245	03/03/98	0,28	0,61	0,78	0,76	1,14
252	10/03/98	0,80	0,79	0,70	0,74	0,86
259	17/03/98	0,95	0,94	0,82	0,94	1,18
266	24/03/98	0,79	0,70	0,84	0,85	1,67
273	31/03/98	0,77	0,74	0,87	0,20	0,90
280	07/04/98	0,82	0,87	0,84	0,79	0,85
287	14/04/98	0,84	0,78	0,73	0,77	0,71
294	21/04/98	0,84	0,85	0,74	0,69	0,76
301	28/04/98	0,91	0,81	0,92	0,84	0,84
307	04/05/98	0,96	0,76	0,82	0,83	0,81
315	12/05/98					
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98	0,40	0,86	0,84	0,54	0,87
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98	1,22	0,43	0,29	0,18	0,21
392	28/07/98					

Tabela A3.17 - Sólidos Suspensos Totais (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	245	76	82	60	
7	08/07/97					
14	15/07/97	194	216	150	96	
21	22/07/97					
29	30/07/97	138	114	102	174	
35	05/08/97					
42	12/08/97	198	110	110	94	
49	19/08/97					
55	25/08/97	178	200	116	62	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	366	108	68	34	32
235	24/02/98					
245	03/03/98	180	59	32	17	7
252	10/03/98					
259	17/03/98					
266	24/03/98	44	24	19	13	12
273	31/03/98	116	27	15	10	10
280	07/04/98	265	111	97	66	46
287	14/04/98	86	51	60	22	14
294	21/04/98	247	91	144	91	66
301	28/04/98	120	107	109	68	67
307	04/05/98	212	138	102	83	69
315	12/05/98					
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98	93	135	131	145	111
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98	195	126	123	117	93
392	28/07/98					

Tabela A3.18 - Porcentagem de Remoção de Sólidos Suspensos Totais nas diferentes câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97		69,0	66,5	75,5	
7	08/07/97					
14	15/07/97		-11,3	22,7	50,5	
21	22/07/97					
29	30/07/97		17,4	26,1	-26,1	
35	05/08/97					
42	12/08/97		44,5	44,5	52,5	
49	19/08/97					
55	25/08/97		-12,4	34,8	65,2	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98		70,5	81,4	90,7	91,2
235	24/02/98					
245	03/03/98		67,2	82,2	90,5	96,1
252	10/03/98		25,3	23,9	56,3	65,5
259	17/03/98					
266	24/03/98		45,5	56,8	70,5	72,7
273	31/03/98		76,7	87,1	91,4	91,4
280	07/04/98		58,1	63,4	75,1	82,6
287	14/04/98		40,7	30,2	74,4	83,7
294	21/04/98		63,2	41,7	63,2	73,3
301	28/04/98		10,8	9,1	43,3	44,2
307	04/05/98		34,9	51,9	60,8	67,5
315	12/05/98					
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98		35,4	36,9	40,0	52,3
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98		-45,2	-40,9	-55,9	-19,3
392	28/07/98					

Tabela A3.19 - Sólidos Suspensos Fixos (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	32	4	6	4	
7	08/07/97					
14	15/07/97	30	52	36	16	
21	22/07/97					
29	30/07/97	8	16	12	44	
35	05/08/97					
42	12/08/97	26	6	12	14	
49	19/08/97					
55	25/08/97	80	116	65	32	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	46	6	6	-6	-14
235	24/02/98					
245	03/03/98	130	23	7	4	-1
252	10/03/98	28	22	32	16	7
259	17/03/98	3	2	11	1	-2
266	24/03/98	9	7	3	2	-8
273	31/03/98	27	7	2	8	1
280	07/04/98	47	14	15	14	7
287	14/04/98	14	11	16	5	4
294	21/04/98	40	14	38	28	16
301	28/04/98	10	20	8	11	11
307	04/05/98	8	33	18	14	13
315	12/05/98					
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98	15	27	28	22	30
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98	30	15	19	28	14
392	28/07/98					

Tabela A3.20 - Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L) do afluente bruto e das saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	213	72	76	56	
7	08/07/97					
14	15/07/97	164	164	114	80	
21	22/07/97					
29	30/07/97	130	98	90	130	
35	05/08/97					
42	12/08/97	172	104	98	80	
49	19/08/97					
55	25/08/97	98	84	51	30	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	320	102	62	40	46
235	24/02/98					
245	03/03/98	50	36	25	13	8
252	10/03/98	114	84	76	46	42
259	17/03/98	54	29	50	15	13
266	24/03/98	35	17	16	11	20
273	31/03/98	89	20	13	2	9
280	07/04/98	218	97	82	52	39
287	14/04/98	72	40	44	17	10
294	21/04/98	207	77	106	63	50
301	28/04/98	110	87	101	57	56
307	04/05/98	204	105	84	69	56
315	12/05/98					
322	19/05/98	165	111	104	95	79
329	26/05/98					
337	03/06/98	78	108	103	63	81
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98	114	59	38	26	23
392	28/07/98					

Tabela A3.21 - Porcentagem de Remoção de Sólidos Suspensos Voláteis nas diferentes câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97		66,2	66,3	73,7	
7	08/07/97					
14	15/07/97		0,0	30,5	51,2	
21	22/07/97					
29	30/07/97		24,6	30,8	0,0	
35	05/08/97					
42	12/08/97		39,5	43,0	53,5	
49	19/08/97					
55	25/08/97		14,3	47,9	69,4	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98		68,1	80,6	87,5	85,6
235	24/02/98					
245	03/03/98		28,0	50,0	74,0	84,0
252	10/03/98		26,3	33,3	59,6	63,2
259	17/03/98		46,3	7,4	72,2	75,9
266	24/03/98		51,4	54,3	68,6	42,8
273	31/03/98		77,5	85,4	97,8	89,9
280	07/04/98		55,5	62,4	76,1	82,1
287	14/04/98		44,4	38,9	76,4	86,1
294	21/04/98		62,8	48,8	69,6	75,8
301	28/04/98		20,9	8,2	48,2	49,1
307	04/05/98		48,5	58,8	66,2	72,5
315	12/05/98		32,7	37,0	42,4	52,1
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98		-38,5	-32,0	19,2	-3,8
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98		48,2	66,6	77,2	79,8
392	28/07/98					

Tabela A3.22 - Relação de SSV/SST para o afluente bruto e saídas das câmaras

Dia	Data	Bruto	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 4
1	02/07/97	0,87	0,95	0,92	0,93	
7	08/07/97					
14	15/07/97	0,84	0,76	0,76	0,83	
21	22/07/97					
29	30/07/97	0,94	0,86	0,88	0,74	
35	05/08/97					
42	12/08/97	0,86	0,95	0,89	0,85	
49	19/08/97					
55	25/08/97	0,55	0,42	0,44	0,48	
63	02/08/97					
214	03/02/98					
221	10/02/98					
228	17/02/98	0,87	0,94	0,91	1,18	1,44
235	24/02/98					
245	03/03/98	0,28	0,61	0,78	0,76	1,14
252	10/03/98	0,80	0,79	0,70	0,74	0,86
259	17/03/98	0,95	0,94	0,82	0,93	1,18
266	24/03/98	0,79	0,71	0,84	0,85	1,67
273	31/03/98	0,76	0,74	0,87	0,20	0,90
280	07/04/98	0,82	0,87	0,84	0,79	0,85
287	14/04/98	0,84	0,78	0,73	0,77	0,71
294	21/04/98	0,84	0,85	0,74	0,69	0,76
301	28/04/98	0,92	0,81	0,92	0,84	0,83
307	04/05/98	0,96	0,76	0,82	0,83	0,81
315	12/05/98					
322	19/05/98					
329	26/05/98					
337	03/06/98	0,40	0,86	0,84	0,53	0,87
343	09/06/98					
350	16/06/98					
357	23/06/98					
364	30/06/98					
371	07/07/98					
378	14/07/98					
385	21/07/98	1,23	0,44	0,29	0,18	0,20
392	28/07/98					

**ANEXO 4**

**ANÁLISES DE RAIO X DOS GRÂNULOS DOS LODOS**

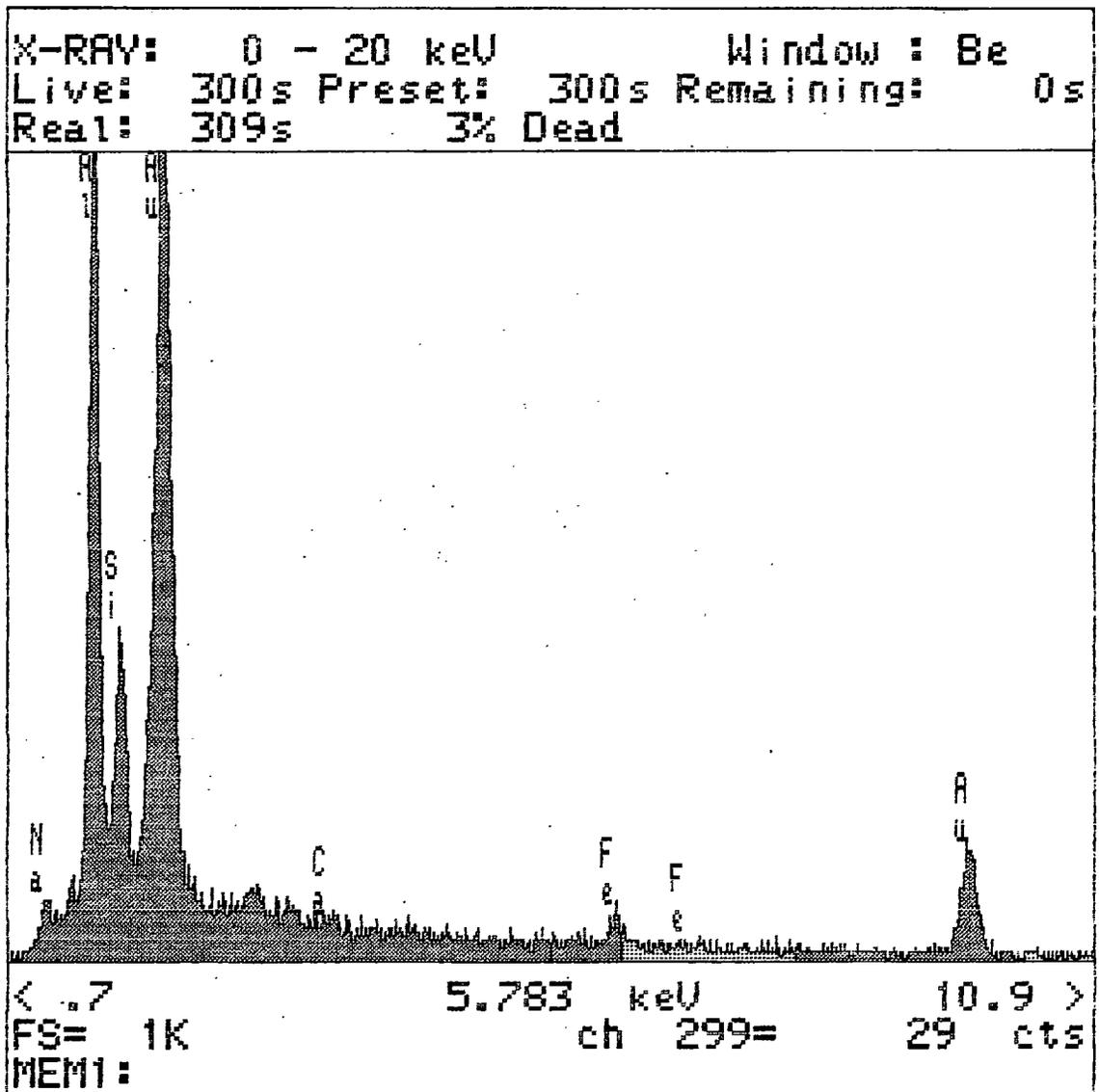


Figura A4.1 – Análise de raio X realizada para grânulo do lodo de inoculação (externa)

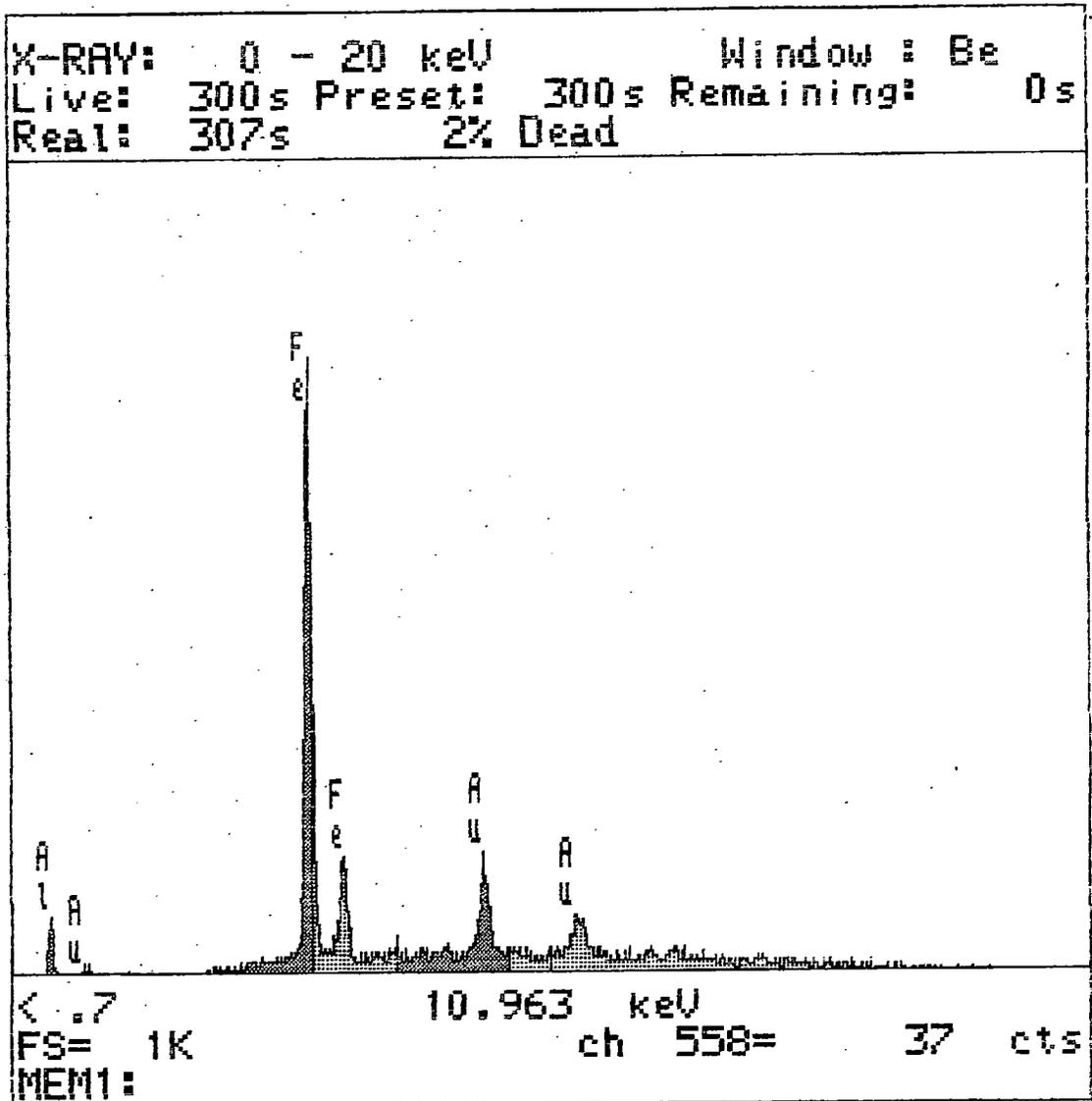


Figura A4.2 – Análise de raio X realizada para grânulo do lodo de inoculação (interna)

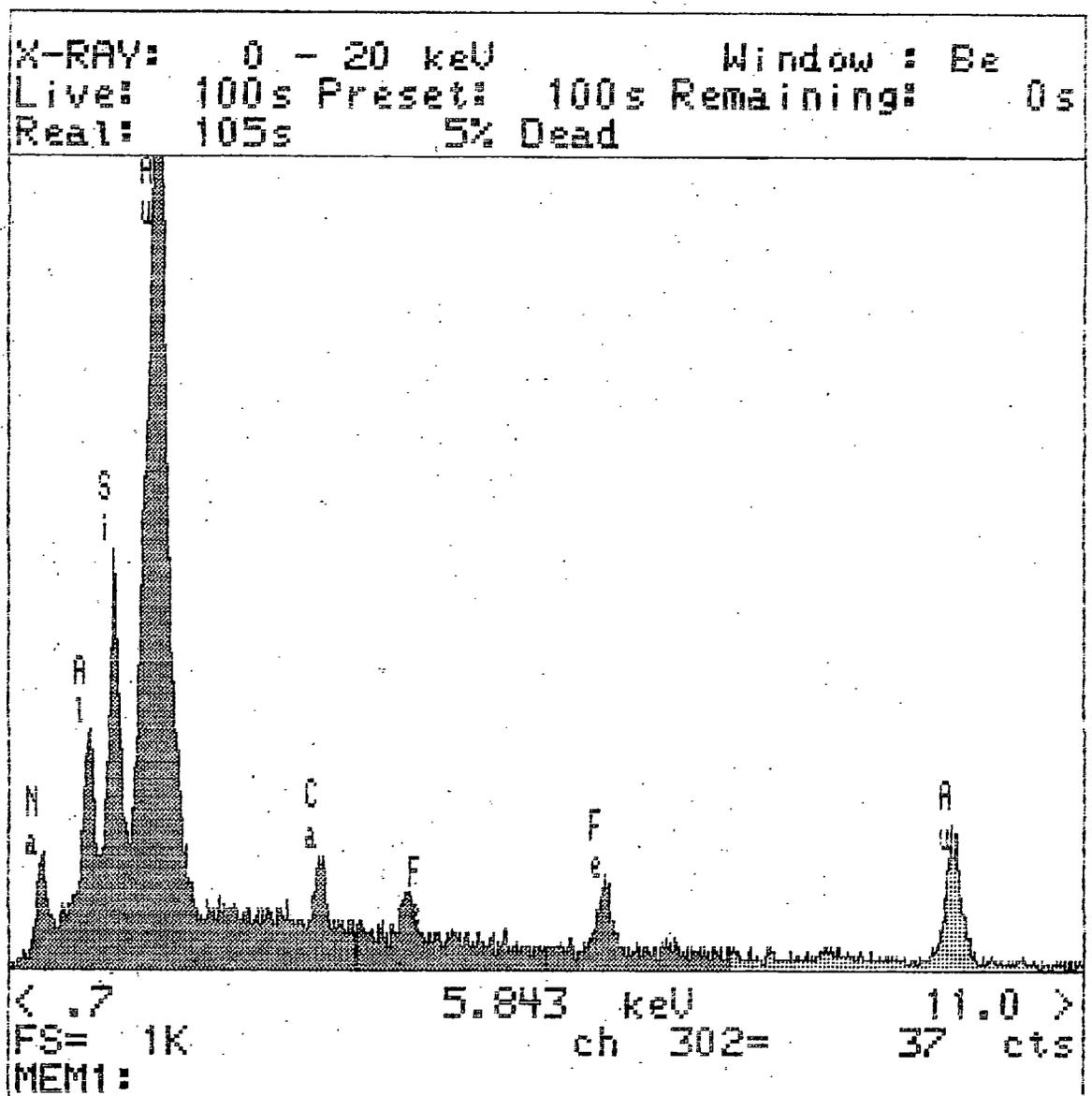


Figura A4.3 – Análise de raio X realizada para grânulo da câmara 1 do reator (externa)

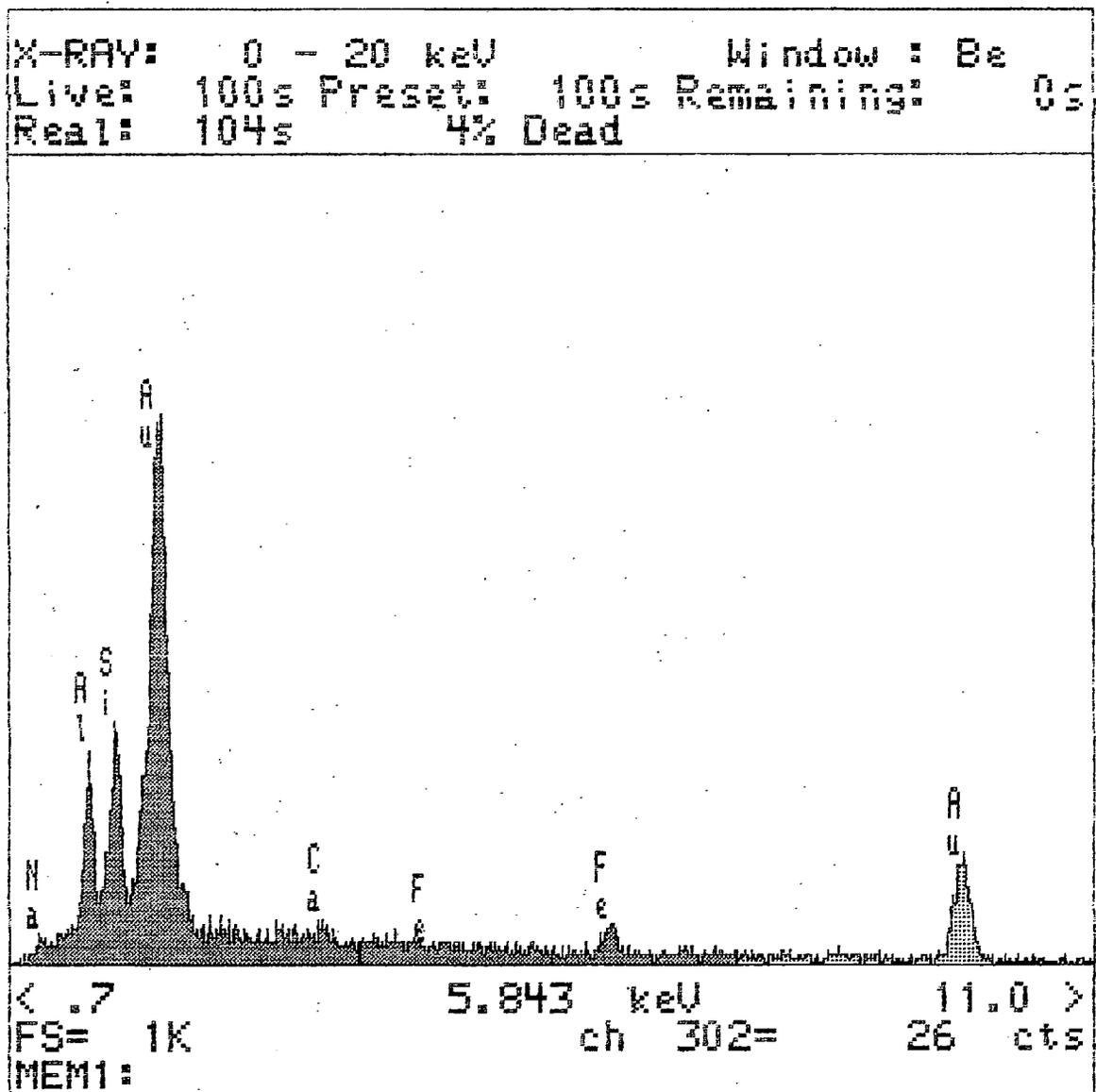


Figura A4.4 – Análise de raio X realizada para grânulo da câmara 1 do reator (externa)

**ANEXO 5**

**RESPOSTAS DE TRAÇADORES UTILIZADOS EM ENSAIOS HIDRODINÂMICOS  
E MODELOS MATEMÁTICOS DE AJUSTE DE DADOS EXPERIMENTAIS EM  
ENSAIOS HIDRODINÂMICOS**

Tabela A5.1 - Teste Hidrodinâmico -  $\theta_h$  de 5,2h Traçador Rodamina, Meio Água - 08/12/92, temperatura 25°C.

HORA	VAZÃO (l/s)	LEITURA 3X		LEITURA 10X	
		R	F	R	F
7:10	0,601	2,0	2,0	4,5	5,0
7:20	0,631	2,0	2,0	3,5	4,0
7:30		2,0	2,5	4,5	5,0
7:40		2,0	1,5	6,0	5,5
7:50		2,0	1,5	4,0	5,0
8:00	0,586	2,0	1,5	5,0	5,0
8:10		3,0	2,0	9,0	5,0
8:20		4,0	2,5	12,0	6,0
8:30		6,0	3,0	16,0	8,0
8:40		7,0	3,5	20,0	9,0
8:50		7,0	4,5	18,5	11,0
9:00	0,516	9,0	5,0	21,0	12,0
9:10		10,5	5,0	27,0	15,0
9:20	0,572	13,0	8,0	34,0	22,0
9:30	0,616	13,0	7,0	33,0	20,0
9:40	0,631	14,0	8,0	35,0	22,0
9:50	0,572	12,0	8,0	32,0	23,5
10:00	0,558	11,0	9,0	29,0	25,0
10:10		11,5	9,0	30,0	26,0
10:20	0,646	12,0	9,5	31,5	26,5
10:30	0,631	11,5	10,0	33,0	28,0
10:40		12,0	10,0	32,0	27,5
10:50	0,601	14,0	11,0	33,5	28,0
11:00		12,5	11,0	30,0	27,0
11:10	0,572	11,0	9,5	26,5	21,0
11:20	0,586	10,0	9,0	23,5	20,0
11:30	0,586	10,5	8,0	25,0	21,0
11:40	0,586	8,0	8,0	17,5	19,0
11:50	0,586	9,0	7,0	22,0	16,0
12:00	0,586	8,0	8,5	19,0	21,0
12:10	0,586	8,0	5,5	20,0	14,0
12:20	0,586	7,0	5,5	19,0	14,5
12:30	0,586	5,5	4,5	13,0	12,0
12:40	0,586	5,0	4,5	12,0	12,0
12:50		5,0	4,0	13,5	11,0
13:00	0,601	4,5	4,0	11,0	11,0
13:10		4,5	3,5	10,0	9,5
13:20		5,0	5,0	14,0	14,0
13:30	0,586	5,5	4,5	14,0	11,0
13:40		4,5	4,0	12,5	11,0
13:50	0,586	4,5	3,0	13,0	9,0
14:00	0,586	4,0	3,0	12,0	9,0
14:10	0,646	3,5	3,0	10,0	8,5
14:20	0,601	3,5	3,0	10,0	8,5
14:30	0,586	3,5	3,0	9,0	9,0
14:40		3,0	3,0	8,0	8,5
14:50	0,586	3,0	3,0	9,0	8,0
15:00	0,586	3,0	3,0	8,0	7,0
15:10	0,586	2,5	2,0	6,5	5,0
15:20	0,586	2,0	2,0	6,0	5,0
15:30	0,616	2,0	2,0	5,5	5,0
15:40	0,646	2,0	2,0	6,0	4,5
16:00		1,5	1,5	4,5	5,0
16:20	0,616	1,5	1,5	4,5	5,0
16:40	0,616	1,5	1,5	3,5	5,0
17:00	0,601	1,5	1,5	4,5	4,0
17:20	0,601	1,5	1,5	4,5	4,5
17:40	0,490	1,5	1,5	4,0	4,0
18:00	0,490	1,5	1,5	3,5	3,5
18:20	0,503	1,5	1,0	3,5	4,0

R: Saída do Reator

F: Saída do Filtro

Tabela A5.2 - Teste Hidrodinâmico -  $\theta_h$  de 5,2h Traçador Rodamina, Meio Água - 08/12/92, temperatura 25°C

HORA	VAZÃO (l/s)	LEITURA 10X DO FLUORÍMETRO	
		R	F
7:10	0,616	3,0	3,0
7:20	0,601	3,5	3,5
7:30	0,586	3,0	3,5
7:40	0,631	4,0	4,0
7:50	0,616	4,0	4,0
8:00	0,646	7,5	4,0
8:10	0,646	10,0	4,5
8:20	0,616	16,0	5,5
8:30	0,614	15,0	8,5
8:40	0,646	25,5	11,0
8:50	0,631	28,0	14,0
9:00	0,614	35,0	18,0
9:10	0,572	35,0	25,0
9:20	0,631	38,0	28,0
9:30	0,616	39,5	30,0
9:40	0,616	44,5	34,0
9:50	0,616	44,0	31,5
10:00	0,616	43,5	30,5
10:10	0,616	39,5	36,0
10:20	0,631	41,5	35,5
10:30	0,616	40,5	36,5
10:40	0,616	41,5	35,5
10:50	0,572	40,5	37,0
11:00	0,601	40,0	36,5
11:10	0,601	39,0	27,5
11:20	0,586	35,0	26,0
11:30	0,646	33,0	27,0
11:40	0,631	29,0	24,0
11:50	0,616	21,0	24,5
12:00	0,601	20,0	23,0
12:10	0,616	18,0	18,0
12:20	0,631	18,5	19,5
12:30	0,631	18,0	12,5
12:40	0,616	15,5	11,0
12:50	0,616	11,5	10,0
13:00	0,586	10,5	8,0
13:10	0,616	7,5	7,0
13:20	0,616	7,0	6,0
13:30	0,601	6,5	10,0
13:40	0,601	5,5	5,5
13:50	0,616	6,0	5,5
14:00	0,558	6,0	5,0
14:10	0,631	5,0	4,5
14:20	0,616	5,0	5,0
14:30	0,616	5,5	4,5
14:40	0,558	4,5	3,5
14:50	0,631	4,5	4,5
15:00	0,516	4,5	4,0
15:10	0,586	4,5	5,0
15:30	0,586	4,5	5,0
15:50	0,586	5,5	4,5
16:10	0,586	5,0	5,0
16:30	0,616	4,0	4,0
16:50	0,616	4,5	4,5
17:10		4,5	4,0

R: Saída do Reator

F: Saída do Filtro

Tabela A5.3 - Teste Hidrodinâmico -  $\theta_h$  de 9,6h Traçador Rodamina, Meio Água -

26/01/93, temperatura 25°C

HORA	VAZÃO (l/s)	LEITURA 3X DO FLUORÍMETRO		LEITURA 10X DO FLUORÍMETRO	
		R	F	R	F
7:20	0,307	3,0	2,0	6,0	4,0
7:40	0,288	4,5	2,0	7,5	5,0
8:00	0,278	5,5	2,5	12,0	3,0
8:20	0,307	7,5	4,0	18,0	7,5
8:40	0,317	10,0	4,5	23,5	9,5
9:00	0,307	11,5	6,0	27,5	13,0
9:20	0,317	14,0	7,0	34,0	16,0
9:40	0,307	15,0	8,5	36,0	19,5
10:00	0,307	14,5	8,5	34,5	21,0
10:20	0,307	15,0	9,5	44,0	23,5
10:30	0,307	13,5	9,0	39,5	23,0
10:40	0,307	13,0	8,0	38,5	21,0
10:50	0,307	12,5	10,0	38,5	26,5
11:00	0,317	15,0	10,0	44,0	25,0
11:10	0,297	15,5	10,5	44,5	24,5
11:20	0,307	15,0	8,5	44,0	21,5
11:30	0,317	13,0	8,0	39,5	20,0
11:40	0,307	12,0	8,0	36,0	22,0
11:50	0,307	13,5	8,0	39,0	20,0
12:00	0,307	13,0	8,5	39,5	20,5
12:10	0,307	12,5	8,5	38,5	20,5
12:20	0,307	13,0	9,0	40,5	23,0
12:30	0,307	13,0	9,0	40,0	23,0
12:40	0,307	14,0	11,0	42,0	27,0
12:50	0,297	14,0	9,5	40,5	24,5
13:00	0,297	15,0	12,0	43,5	31,0
13:10	0,269	15,0	11,0	43,0	28,5
13:20	0,206	14,5	10,5	42,0	27,0
13:30	0,297	12,5	7,0	34,0	19,0
13:40	0,307	12,5	7,0	32,0	19,5
13:50	0,307	13,0	7,0	34,0	19,0
14:00	0,317	11,5	7,5	31,5	20,0
14:10	0,327	12,0	7,5	31,5	20,0
14:20	0,327	10,0	8,0	26,0	20,5
14:30	0,327	9,0	7,5	25,0	19,5
14:40	0,317	10,0	8,0	26,5	21,5
14:50	0,307	10,0	8,0	27,0	21,5
15:00	0,260	8,5	6,5	24,0	17,5
15:10	0,327	9,0	7,5	23,5	19,5
15:20	0,327	9,5	8,0	23,5	20,5
15:30	0,317	8,5	6,0	22,0	16,0
15:40	0,327	8,0	7,0	21,0	19,0
15:50	0,338	7,0	6,5	19,5	17,0
16:00	0,338	7,5	6,0	20,0	14,5
16:10	0,317	6,0	6,5	17,0	15,0
16:20	0,307	7,0	5,5	17,5	14,0
16:40	0,307	4,0	4,5	11,0	12,0
17:00	0,307	4,0	2,5	10,0	6,5
17:20	0,317	4,5	2,5	11,0	6,5
17:40	0,317	4,0	3,0	10,5	7,5
18:00	0,307	3,5	2,0	9,0	6,0
18:20	0,317	3,0	2,5	7,0	6,0
18:40	0,317	3,0	2,0	7,0	6,0
19:00	0,317	3,0	2,0	7,0	5,5
19:20	0,307	3,0	2,0	7,5	5,0
19:40	0,327	2,5	1,5	7,0	4,5
20:00	0,317	2,0	2,0	4,5	4,0
20:20	0,307	2,0	2,0	4,0	4,5
20:40	0,317	2,0	2,0	5,5	5,0

R: Saída do Reator

F: Saída do Filtro

Tabela A5.4 - Teste hidrodinâmico -  $\theta_h$  de 12h Traçador Cloreto de Lítio, Meio Esgoto Sanitário - 26/11/93, temperatura 25°C

HORA	VAZÃO (l/s)	N.º DO FRASCO		LEITURA (mg/L)	
		R	F	R	F
7:00	0,251	1	1F	ND	ND
7:30	0,243	2	2F	ND	ND
8:00	0,327	3	3F	ND	ND
8:30	0,269	4	4F	ND	ND
9:00		5	5F	ND	ND
9:30	0,218	6	6F	0,07	0,03
10:00	0,269	7	7F	0,14	0,06
10:15	0,251	8	8F	0,27	0,08
10:30	0,234	9	9F	0,33	0,14
10:45	0,243	10	10F	0,46	0,20
11:00	0,234	11	11F	0,57	0,27
11:15	0,243	12	12F	0,65	0,36
11:30	0,218	13	13F	0,68	0,43
11:45	0,194	14	14F	0,79	0,49
12:00	0,260	15	15F	0,80	0,59
12:15	0,260	16	16F	0,86	0,67
12:30	0,243	17	17F	0,93	0,71
12:45	0,243	18	18F	0,96	0,77
13:00	0,243	19	19F	0,97	0,83
13:15	0,243	20	20F	1,00	0,87
13:30	0,243	21	21F	1,13	0,91
13:45	0,243	22	22F	1,09	0,94
14:00	0,243	23	23F	1,11	0,98
14:15	0,251	24	24F	1,14	1,02
14:30	0,251	25	25F	1,15	1,04
14:45	0,260	26	26F	1,23	1,07
15:00	0,243	27	27F	1,28	1,17
15:15	0,243	28	28F	1,24	1,15
15:30	0,243	29	29F	1,25	1,18
15:45	0,243	30	30F	1,25	1,20
16:00	0,243	31	31F	1,27	1,23
16:15	0,243	32	32F	1,25	1,22
16:30	0,243	33	33F	1,25	1,23
16:45	0,251	34	34F	1,21	1,22
17:00	0,243	35	35F	1,25	1,19
17:15	0,243	36	36F	1,26	1,23
17:30	0,243	37	37F	1,19	1,20
17:45	0,243	38	38F	1,20	1,22
18:00	0,243	39	39F	1,16	1,19
18:15	0,243	40	40F	1,16	1,19
18:30	0,243	41	41F	1,20	1,19
18:45	0,243	42	42F	1,15	1,16
19:00	0,243	43	43F	1,12	1,14
19:15	0,243	44	44F	1,07	1,15
19:30	0,251	45	45F	1,03	1,13
19:45	0,251	46	46F	1,03	1,10
20:00	0,251	47	47F	1,01	1,06
20:15	0,251	48	48F	0,92	1,06
20:30	0,251	49	49F	0,96	1,02
20:45	0,251	50	50F	0,95	1,01
21:00	0,251	51	51F	0,92	0,98
21:15	0,251	52	52F	0,92	0,96
21:30	0,251	53	53F	0,87	0,94
21:45	0,243	54	54F	0,88	0,92
22:00	0,243	55	55F	0,83	0,90
22:30	0,243	56	56F	0,80	0,87
23:00	0,243	57	57F	0,77	0,83
23:30	0,243	58	58F	0,73	0,80
24:00	0,243	59	59F	0,68	0,77
24:30	0,234	60	60F	0,65	0,71
1:00	0,243	61	61F	0,59	0,68
1:30	0,243	62	62F	0,61	0,64
2:00	0,243	63	63F	0,54	0,61
2:30	0,243	64	64F	0,52	0,57
3:00	0,243	65	65F	0,46	0,54
3:30	0,243	66	66F	0,44	0,50
4:00	0,243	67	67F	0,43	0,47
4:30	0,234	68	68F	0,38	0,44
5:00		69	69F	0,37	0,43

R: Saída do Reator

F: Saída do Filtro

Tabela A5.5 – Ajustes dos dados experimentais aos modelos hidrodinâmicos uniparamétricos para o Teste I

$\theta$	$E_0$	Pequena	Grande	Tanques
0	0	0,10988151		0
0,03938117	0,12519414	0,12799953	3,0611E-20	0,00222609
0,07876234	0,09737322	0,14819357	1,5888E-09	0,01521319
0,11814350	0,12519414	0,17052482	5,1567E-06	0,04386135
0,15752467	0,16692552	0,19502117	0,00027082	0,08881495
0,19690584	0,11128368	0,22167452	0,00275656	0,14818492
0,23628701	0,13910460	0,25042963	0,01240516	0,21874375
0,27566817	0,25038828	0,28118548	0,03510310	0,29673169
0,31504934	0,33385103	0,31378870	0,07444061	0,37837957
0,35443051	0,44513471	0,34803182	0,13037374	0,46022812
0,39381168	0,55641839	0,38365233	0,19985500	0,53930386
0,43319284	0,51468701	0,42033347	0,27821717	0,61319625
0,47257401	0,58423931	0,45770677	0,36043428	0,68006915
0,51195518	0,75116483	0,49535658	0,44195161	0,73863061
0,55133635	0,94591126	0,53282644	0,51909827	0,78807809
0,59071751	0,91732519	0,56962736	0,58920336	0,82803144
0,63009868	0,97373218	0,60524771	0,65053773	0,85846166
0,66947985	0,89026942	0,63916458	0,70217259	0,87962108
0,70886102	0,80680667	0,67085627	0,74381187	0,89197829
0,74824218	0,83462758	0,69981542	0,77563033	0,89615983
0,78762335	0,87635896	0,72556239	0,79813220	0,89289947
0,82700452	0,91809034	0,74765847	0,81203551	0,88299525
0,86638569	0,89026942	0,76571824	0,81818170	0,86727421
0,90576685	0,93200080	0,77942074	0,81746781	0,84656401
0,94514802	0,83462758	0,78851901	0,81079741	0,82167093
0,98452919	0,73725437	0,79284740	0,79904655	0,79336334
1,02391036	0,65379161	0,79232669	0,78304150	0,76235991
1,06329152	0,69552299	0,78696642	0,76354515	0,72932182
1,10267269	0,48686609	0,77686465	0,74124997	0,69484816
1,14205386	0,61206230	0,76220492	0,71677559	0,65947406
1,18143503	0,52859747	0,74325078	0,69066961	0,62367077
1,22081619	0,55641839	0,72033786	0,66341052	0,58784742
1,26019736	0,52859747	0,69386397	0,63541205	0,55235383
1,29957853	0,36167195	0,66427771	0,60702825	0,51748428

1,33895970	0,33385103	0,63206574	0,57855886	0,48348165
1,37834086	0,37558241	0,56182248	0,52232392	0,41881918
1,41772203	0,30603011	0,52483574	0,49493522	0,38842944
1,45710320	0,30603011	0,48728711	0,46822449	0,35945593
1,49648437	0,38949287	0,44965940	0,44229827	0,33195300
1,53586553	0,38949287	0,41240097	0,41723785	0,30595014
1,57524670	0,34087513	0,37591782	0,39310293	0,28145577
1,61462787	0,36167195	0,34056764	0,36993474	0,25846061
1,65400904	0,33385103	0,30665573	0,34775893	0,23694075
1,69339020	0,27820919	0,27443281	0,32658805	0,21686044
1,73277137	0,27820919	0,24409462	0,30642373	0,19817449
1,77215254	0,25038828	0,21578320	0,28725864	0,18083047
1,81153371	0,22256736	0,18958950	0,26907807	0,16477055
1,85091487	0,25038828	0,16555724	0,25186147	0,14993314
1,89029604	0,22256736	0,14368760	0,23558359	0,13625425
1,92967721	0,18083598	0,12394462	0,22021559	0,12366868
1,96905838	0,16692552	0,10626085	0,20572593	0,11211098
2,00843954	0,15301506	0,09054326	0,19208114	0,10151625
2,04782071	0,16692552	0,07667896	0,17924644	0,09182080
2,08720188	0,12519414	0,06454067	0,16718632	0,08296265
2,12658305	0,12519414	0,05399183	0,15586494	0,07488198
2,16596421	0,09737322	0,04489106	0,14524654	0,06752137
2,20534538	0,12519414	0,03709615	0,13529572	0,06082605
2,24472655	0,12519414	0,03046738	0,12597771	0,05474405
2,28410772	0,11128368	0,02487016	0,11725851	0,04922627
2,32348888	0,09737322	0,02487016	0,11725851	0,04922627
2,36287005	0,09737322	0,02017713	0,10910511	0,04422650

Tabela A5.6 – Ajuste dos dados experimentais aos modelos hidrodinâmicos uniparamétricos para o Teste II

$\theta$	$E_{\theta}$	Pequena	Grande	Tanques
0	0	0,10993698		0
0,04365010	0,06876275	0,13014507	3,9615E-18	0,00298000
0,08730020	0,08022320	0,15291195	1,7381E-08	0,02002066
0,13095030	0,06876275	0,17831377	2,4620E-05	0,05674456
0,17460040	0,09168366	0,20637550	0,00085059	0,11295682
0,21825050	0,09168366	0,23706157	0,00671160	0,18527402
0,26190060	0,17190686	0,27026758	0,02541684	0,26886252
0,30555070	0,22920915	0,30581342	0,06342970	0,35854415
0,34920080	0,36673464	0,34343843	0,12215611	0,44945942
0,39285090	0,34381373	0,38279920	0,19812537	0,53742772
0,43650100	0,58448334	0,42347027	0,28513489	0,61910534
0,48015110	0,64178563	0,46494825	0,37637877	0,69201357
0,52380121	0,80223203	0,50665937	0,46581504	0,75448794
0,56745131	0,87099478	0,54797068	0,54878337	0,80558363
0,61110141	0,90537615	0,58820449	0,62211846	0,84496105
0,65475151	1,01998073	0,62665589	0,68399474	0,87276710
0,69840161	1,00852027	0,66261261	0,73366379	0,88952170
0,74205171	0,99705981	0,69537656	0,77117664	0,89601519
0,78570181	0,90537615	0,72428613	0,79713546	0,89321937
0,82935191	0,95121798	0,74873834	0,81249093	0,88221295
0,87300201	0,92829706	0,76820963	0,81838681	0,86412113
0,91665211	0,95121798	0,78227455	0,81604641	0,84006817
0,96030221	0,92829706	0,79062116	0,80669351	0,81114164
1,00395231	0,91683661	0,79306255	0,79150006	0,77836656
1,04760241	0,89391569	0,78954380	0,77155403	0,74268798
1,09125251	0,80223203	0,78014403	0,74784178	0,70496038
1,13490261	0,75639020	0,76507344	0,72124076	0,66594250
1,17855271	0,66470654	0,74466552	0,69251911	0,62629651
1,22220281	0,48133922	0,71936472	0,66233986	0,58659020
1,26585291	0,45841830	0,68971045	0,63126785	0,54730159
1,30950301	0,41257647	0,65631791	0,59977817	0,50882506
1,35315311	0,42403693	0,61985695	0,56826525	0,47147842
1,39680321	0,41257647	0,58102989	0,53705203	0,43551055

1,44045331	0,35527419	0,54054923	0,50639877	0,40110915
1,48410342	0,26359052	0,49911636	0,47651135	0,36840839
1,52775352	0,24066961	0,45740208	0,44754889	0,33749621
1,57140362	0,17190686	0,41602961	0,41963066	0,30842124
1,61505372	0,16044641	0,37556069	0,39284219	0,28119912
1,65870382	0,14898595	0,33648508	0,36724075	0,25581829
1,70235392	0,12606503	0,29921353	0,34286010	0,23224514
1,74600402	0,13752549	0,26407449	0,31971466	0,21042861
1,78965412	0,13752549	0,23131374	0,29780304	0,19030421
1,83330422	0,11460458	0,20109729	0,27711119	0,17179745
1,87695432	0,11460458	0,17351649	0,25761498	0,15482683
1,92060442	0,10314412	0,14859530	0,23928242	0,13930634
1,96425452	0,10314412	0,12629879	0,22207560	0,12514756
2,00790462	0,10314412	0,10654254	0,20595220	0,11226138
2,05155472	0,10314412	0,08920243	0,19086685	0,10055935
2,09520482	0,10314412	0,07412422	0,17677222	0,08995485
2,13885492	0,10314412	0,06113267	0,16361988	0,08036392
2,18250502	0,12606503	0,05003989	0,15136109	0,07170590
2,22615512	0,11460458	0,04065267	0,13994732	0,06390391
2,26980522	0,09168366	0,03277869	0,12933078	0,05688516
2,31345532	0,10314412	0,02623155	0,11946475	0,05058113
2,35710542	0,10314412	0,02083464	0,11030388	0,04492770
2,40075552	0,10314412	0,01642396	0,10180438	0,03986511
2,44440562	0,10314412	0,01284989	0,09392420	0,03533792
2,48805573	0,09168366	0,00997817	0,08662312	0,03129490
2,53170583	0,09168366	0,00769010	0,07986282	0,02768885
2,57535593	0,08022320	0,00588225	0,07360688	0,02447648
2,61900603	0,08022320	0,00446564	0,06782082	0,02161816

Tabela A5.7 – Ajuste dos dados experimentais aos modelos hidrodinâmicos uniparamétricos para o Teste III

$\theta$	$E_{\theta}$	Pequena	Grande	Tanques
0	0	0,1276733		0
0,039721002	0,093296118	0,146561734	5,13769E-18	0,005487209
0,079442004	0,114825991	0,167306485	1,64679E-08	0,027011541
0,119163006	0,186592236	0,189922590	2,12330E-05	0,064773947
0,158884007	0,287064979	0,214393761	0,000705451	0,115709778
0,198605009	0,373184472	0,240668544	0,005471921	0,175900855
0,238326011	0,430597468	0,268657017	0,020595806	0,241459293
0,278047013	0,538246835	0,298228205	0,051406919	0,308911273
0,317768015	0,566953333	0,329208402	0,099407900	0,375350054
0,357489017	0,545423460	0,361380552	0,162315261	0,438470770
0,397210019	0,696132573	0,394484834	0,235601967	0,496543420
0,436931020	0,624366329	0,428220561	0,314081001	0,548354993
0,476652022	0,610013080	0,462249437	0,392963377	0,593138430
0,516373024	0,610013080	0,496200199	0,468376830	0,630498688
0,556094026	0,696132573	0,529674599	0,537509031	0,660341746
0,595815028	0,703309198	0,562254616	0,598540470	0,682809682
0,635536030	0,696132573	0,593510738	0,650483727	0,698223301
0,675257032	0,703309198	0,623011126	0,692998399	0,707032769
0,714978033	0,696132573	0,650331354	0,726217191	0,709776082
0,754699035	0,624366329	0,675064474	0,750598156	0,707044842
0,794420037	0,566953333	0,696831032	0,766806747	0,699456650
0,834141039	0,617189704	0,715288729	0,775625878	0,687633314
0,873862041	0,624366329	0,730141360	0,777889886	0,672184096
0,913583043	0,610013080	0,741146715	0,774437839	0,653693218
0,953304045	0,638719578	0,748123153	0,766081868	0,632710951
0,993025046	0,631542953	0,750954584	0,753586844	0,609747639
1,032746048	0,660249451	0,749593684	0,737658435	0,585270095
1,072467050	0,638719578	0,744063215	0,718937151	0,559699904
1,112188052	0,688955949	0,734455385	0,697996616	0,533413200
1,151909054	0,681779324	0,720929296	0,675344688	0,506741571
1,191630056	0,660249451	0,703706558	0,651426440	0,479973802
1,231351058	0,538246835	0,683065250	0,626628269	0,453358215
1,271072059	0,502363713	0,659332456	0,601282622	0,427105397
1,310793061	0,538246835	0,632875650	0,575672969	0,401391176
1,350514063	0,495187088	0,604093258	0,550038778	0,376359708
1,390235065	0,495187088	0,573404715	0,524580330	0,352126572
1,429956067	0,409067595	0,541240393	0,499463266	0,328781822
1,469677069	0,394714346	0,508031698	0,474822816	0,306392912
1,509398071	0,416244219	0,474201682	0,450767666	0,285007478
1,549119072	0,423420844	0,440156418	0,427383474	0,264655936
1,588840074	0,380361097	0,406277393	0,404736030	0,245353896
1,628561076	0,373184472	0,372915080	0,382874070	0,227104364
1,668282078	0,344477974	0,340383816	0,361831788	0,209899750

1,708003080	0,330124726	0,308958060	0,341631039	0,193723672
1,747724082	0,308594852	0,278870019	0,322283285	0,178552569
1,787445084	0,315771477	0,250308612	0,303791297	0,164357132
1,827166085	0,265535105	0,223419680	0,286150630	0,151103564
1,866887087	0,265535105	0,198307313	0,269350918	0,138754677
1,906608089	0,172238987	0,175036131	0,253376981	0,127270848
1,946329091	0,157885738	0,153634357	0,238209789	0,116610835
1,986050093	0,172238987	0,134097494	0,223827283	0,106732473
2,025771095	0,165062363	0,116392405	0,210205081	0,097593268
2,065492097	0,143532489	0,100461647	0,197317081	0,089150881
2,105213098	0,107649367	0,086227862	0,185135968	0,081363535
2,144934100	0,107649367	0,073598101	0,173633644	0,074190346
2,184655102	0,107649367	0,062467952	0,162781587	0,067591577
2,224376104	0,114825991	0,052725365	0,152551155	0,061528847
2,264097106	0,107649367	0,044254108	0,142913833	0,055965284
2,303818108	0,071766245	0,036936800	0,133841436	0,050865628
2,343539110	0,071766245	0,030657490	0,125306274	0,046196313
2,383260111	0,064589620	0,025303792	0,117281285	0,041925502

Tabela A5.8 – Ajuste dos dados experimentais aos modelos hidrodinâmicos uniparamétricos para o Teste IV

$\theta$	$E_0$	Pequena	Grande	Tanques
0	0			0
0,042977703	0	0,063877907	1,42099E-27	4,40507E-05
0,085955406	0	0,081131583	9,32295E-13	0,001089212
0,128933109	0	0,101919885	6,81818E-08	0,006391148
0,171910812	0	0,126636121	1,65779E-05	0,020810509
0,214888515	0,050208124	0,155627370	0,000414835	0,049073033
0,257866218	0,100416248	0,189166425	0,003344408	0,094353770
0,300843921	0,236695442	0,227421667	0,014149079	0,157580810
0,343821624	0,408837581	0,270426546	0,040065414	0,237395886
0,386799327	0,487736061	0,318050810	0,086896214	0,330556670
0,429777030	0,573807131	0,369975864	0,156483525	0,432557157
0,472754733	0,667050790	0,425676801	0,246274760	0,538290918
0,515732436	0,695741146	0,484413539	0,350468577	0,642643296
0,558710139	0,810502573	0,545233167	0,461713855	0,740952960
0,601687842	0,796157394	0,606985003	0,572625698	0,829323895
0,644665545	0,824847751	0,668349085	0,676811623	0,904795475
0,687643248	0,918091410	0,727877771	0,769391775	0,965393038
0,730620951	0,896573642	0,784049094	0,847127453	1,010087462
0,773598654	0,910918820	0,835329386	0,908299299	1,038692567
0,816576357	0,896573642	0,880241752	0,952455562	1,051726041
0,859554060	0,896573642	0,917436197	0,980115937	1,050254921
0,902531763	0,853538107	0,945756815	0,992483773	1,035741422
0,945509466	0,832020340	0,964301384	0,991194499	1,009900065
0,988487169	0,860710696	0,972469082	0,978111333	0,974572832
1,031464872	0,803329983	0,969992814	0,955169167	0,931625685
1,074442575	0,738776681	0,956953716	0,924262075	0,882867262
1,117420278	0,724431503	0,933776740	0,887167534	0,829988803
1,160397981	0,688568557	0,901207655	0,845499917	0,774523214
1,203375684	0,659878201	0,860273201	0,800686294	0,717820570
1,246353387	0,624015255	0,812227367	0,753958517	0,661037134
1,289331090	0,595324898	0,758487704	0,706356648	0,605134990
1,332308793	0,573807131	0,700566188	0,658739839	0,550889615
1,375286496	0,552289364	0,639999306	0,611801704	0,498903019
1,418264199	0,523599007	0,578281814	0,566087995	0,449620459
1,461241902	0,487736061	0,516808049	0,522015042	0,403349084
1,504219605	0,466218294	0,456823782	0,479887890	0,360277247
1,547197308	0,423182759	0,399390603	0,439917455	0,320493512
1,590175011	0,437527937	0,345363695	0,402236282	0,284004671
1,633152714	0,387319813	0,295382815	0,366912707	0,250752326
1,676130417	0,372974635	0,249875380	0,333963349	0,220627756
1,719108120	0,329939100	0,209069853	0,303363957	0,193484951
1,762085823	0,315593922	0,173017113	0,275058701	0,169151808
1,805063526	0,308421333	0,141617333	0,248968039	0,147439530

1,848041229	0,272558387	0,114649843	0,224995273	0,128150377
1,891018932	0,265385798	0,091803707	0,203031979	0,111083899